

TEXTE

17/2017

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

TEXTE 17/2017

Projektnummer 29217

UBA-FB 002102

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

von

Prof. Dr.-Ing. Peter Quicker, Dipl.-Ing. Florian Neuerburg,
Dipl.-Ing. Yves Noël, Adrianna Huras B.Sc.
Rheinisch-Westfälische Technische Hochschule Aachen, Lehr- und
Forschungsgebiet Technologie der Energierohstoffe (TEER), Aachen

unter Mitwirkung von

Dipl.-Volksw., Dipl.-Geogr. Ralf Georg Eyssen, Prof. Dr.-Ing. Helmut Seifert,
Dr. rer. nat. Jürgen Vehlow, Prof. Dr.-Ing. Karl Thomé-Kozmiensky

Im Auftrag des Umweltbundesamtes

Impressum

Herausgeber:

Umweltbundesamt
Wörlitzer Platz 1
06844 Dessau-Roßlau
Tel: +49 340-2103-0
Fax: +49 340-2103-2285
info@umweltbundesamt.de
Internet: www.umweltbundesamt.de

 /umweltbundesamt.de

 /umweltbundesamt

Durchführung der Studie:

Rheinisch-Westfälische Technische Hochschule Aachen
Lehr- und Forschungsgebiet Technologie der Energierohstoffe (TEER)
Wüllnerstraße 2
52062 Aachen

Japan Consult
Poststraße 5
14943 Luckenwalde

Karlsruher Institut für Technologie, Instituts für Technische Chemie (KIT)
Herrmann-von-Helmholtz-Platz 1
76344 Eggenstein-Leopoldshafen

TK Verlag Karl Thomé-Kozmiensky (TK Verlag)
Dorfstraße 51
16816 Nietwerder

Abschlussdatum:

September 2014

Redaktion:

Fachgebiet III 2.4 Abfalltechnik, Abfalltechniktransfer
Markus Gleis

Publikationen als pdf:

<http://www.umweltbundesamt.de/publikationen>

ISSN 1862-4359

Dessau-Roßlau, März 2017

Die Verantwortung für den Inhalt dieser Veröffentlichung liegt bei den Autorinnen und Autoren.

Kurzfassung

Die Verbrennung ist – im Hinblick auf Anlagenzahl und Kapazität – das weltweit dominierende Verfahren zur thermischen Behandlung von Abfällen – in ca. 2.200 Anlagen werden weltweit aktuell rund 255 Mio. Tonnen Abfall pro Jahr verbrannt.

Neben dieser etablierten Behandlungsvariante werden mit der Abfallpyrolyse und der Abfallvergasung weitere thermische Prozesse am Markt angeboten. Diese auch als „alternative“ thermische Behandlungsverfahren bezeichneten Prozesse werden seit den 1970er Jahren von wechselnden Anbietern unter verschiedenen Bezeichnungen wiederkehrend präsentiert. Sie sind im Allgemeinen durch eine vergleichsweise komplexe Anlagentechnik charakterisiert. Die Vorteile der Verfahren im Vergleich zur Verbrennung sind nach Aussagen der Anbieter höhere elektrische Wirkungsgrade und/oder die höhere Wertigkeit der Konversionsprodukte, z.B. die Erzeugung verglasteter und damit kaum eluierbarer Schlacken oder die Herstellung von flüssigen Energieträgern.

Während derartige Verfahren in der Bundesrepublik Deutschland, aufgrund der von Rückschlägen geprägten Erfahrungen, keine Bedeutung erlangen konnten, werden sie im Ausland in letzter Zeit wieder vermehrt diskutiert und von manchen Interessengruppen und politischen Entscheidungsträgern ganz explizit gefordert. Dabei können die Befürworter dieser Verfahren inzwischen auf den langjährigen Betrieb solcher Anlagen in Asien und dort speziell in Japan verweisen. Die dort herrschenden Rahmenbedingungen, insbesondere wesentlich höhere Behandlungskosten und signifikant niedrigere jährliche Betriebszeiten, sind aber völlig andere als beispielsweise in Europa oder Nordamerika.

Die genannten Praxiserfahrungen beziehen sich im Wesentlichen auf Vergasungs- und Pyrolyseanlagen. Neben diesen „klassischen“ alternativen thermochemischen Prozessen, drängen in den letzten Jahren weitere Alternativprozesse auf den Markt. Plasmaverfahren (umgesetzt als Plasmavergasung) realisieren die Konversion des Abfalls bzw. seiner Schwelprodukte durch Kontakt mit mindestens 2.000 °C heißem Plasma (teilionisiertes Gas). Den Anbietern der Technik zufolge können dadurch niedrige gasseitige Emissionen bei gleichzeitig hoher Qualität der Konversionsrückstände realisiert werden. Eine weitere alternative thermochemische Verfahrensvariante, die (katalytische) Direktverölung, soll feste Abfälle, meist in einem Schritt und häufig unter Einsatz von Katalysatoren, zu flüssigen Kohlenwasserstoffen umwandeln. Die Produkte sollen treibstoffähnliche Eigenschaften besitzen und als Dieseleratz verwendet werden können. Sogenannte HTC-Prozesse (hydrothermale Karbonisierung) werden vorzugsweise für die Behandlung von (nassen) Bioabfällen und (Klär-)Schlämmen herangezogen. Dabei werden die Reststoffe in flüssiger, wässriger Phase unter Druck in ein Karbonisat umgewandelt, das eine optimierte energetische oder stoffliche Nutzung erlauben soll.

Für die aktuell besonders intensiv diskutierten Plasma- und Verölungsprozesse sowie die noch vor der Markteinführung stehenden Verfahren zur hydrothermalen Karbonisierung liegen wenig belastbare Betriebserfahrungen vor. In einigen Fällen sind selbst Massen- und Energiebilanzen nicht verfügbar. Zur Behandlung im Prozess anfallender problematischer Teil- und Nebenströme existieren häufig nur Konzepte, die noch nicht praxiserprobt sind.

Ziel des vorliegenden Gutachtens „Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen“ war die Bereitstellung und Bewertung von Informationen zum Stand der Technik von alternativen thermischen Prozessen für die Behandlung von festen gemischten Siedlungsabfällen.

Betrachtet wurden solche Verfahren, für die eine relevante Dauerbetriebszeit unter industriellen Rahmenbedingungen nachgewiesen werden konnte. Dabei wurden auch jene Technologien berücksichtigt, die aktuell zwar nicht mehr betrieben werden, aber ihre Praxistauglichkeit in

der jüngeren Vergangenheit nachweisen konnten. Außerdem fanden einige Neuentwicklungen Eingang in die Betrachtung, die laut Herstellerangaben in Kürze marktverfügbar sein sollen. Bei der Auswahl dieser Prozesse wurde jedoch ein gewisser Mindestentwicklungsstand als Aufnahmekriterium vorausgesetzt.

Neben der technischen Reife von Abfallbehandlungsverfahren sind auch lokale gesetzliche und (gesellschafts-)politische Rahmenbedingungen für den Erfolg oder das Scheitern neuer Technologien von großer Bedeutung. So lässt sich die starke Verbreitung der alternativen thermischen Verfahren in Japan nicht ohne Kenntnis der dortigen Situation verstehen. Daher wurden im Rahmen der Studie auch länderspezifische Rahmenbedingungen beleuchtet und diskutiert.

Die Informationsbeschaffung für die Studie stützte sich auf mehrere Säulen. Basis ist eine ausführliche Literaturrecherche. Ergänzt und verifiziert wurden die dabei gewonnenen Informationen durch eine Betreiberbefragung. Aktuell in Deutschland betriebene oder, aufgrund ihres Entwicklungsstandes, für den deutschen Markt künftig möglicherweise relevante Technologien wurden im Rahmen von Anlagenbesuchen intensiver betrachtet. Es wurden grundlegende Verfahrensinformationen, wesentliche Prozessparameter und umweltbezogene Leistungsmerkmale wie entstehende Emissionen, Energieverbräuche oder die Qualität der im Prozess aufbereiteten Wertstoffe recherchiert. Soweit verfügbar, wurden auch Angaben zur Wirtschaftlichkeit bzw. zu den Behandlungskosten erfasst. Die Literaturrecherche erstreckte sich auf den englischen, französischen, japanischen und den deutschen Sprachraum. Dabei wurden aktuelle Entwicklungen, etablierte in Betrieb befindliche Prozesse und jene „historischen“ Verfahren berücksichtigt, die sich in der jüngeren Vergangenheit über längere Zeit im großtechnischen Betrieb befanden und somit den Stand der Technik repräsentieren.

Auf Basis der vorliegenden Informationen wurde eine Einteilung bzw. Bewertung bezüglich der folgenden Punkte durchgeführt:

- Entwicklungsstand der Technik (Einteilung nach VDI Richtlinie 3460)
- Erforderlicher (Vorbehandlungs-)Aufwand
- Art und Qualität der Produkte (evtl. als Input einer Folgeanlage)
- Komplexität
- Wirtschaftlichkeit

Die Ergebnisse der durchgeführten Bewertung alternativer thermischer Abfallbehandlungsverfahren zeigen ein recht eindeutiges Bild:

Unter den vielen betrachteten Varianten der alternativen thermischen Abfallbehandlung können einige Vorschaltanlagen, die im Anlagenverbund mit anderen thermischen Verfahren betrieben werden, als potenziell sinnvolle und zum Teil auch unter europäischen Bedingungen wirtschaftlich betreibbare Alternativen der thermischen Behandlung von Abfällen angesehen werden. Diese z.B. an Kraftwerke, Zementwerke oder Kalkwerke gekoppelten Anlagen ermöglichen eine direkte Nutzung der erzeugten Produkte (Gas, evtl. Koks) unter optimierten Bedingungen (z.B. höhere elektrische Wirkungsgrade im Kraftwerk).

Relevant können auch solche Verfahren sein, die eine Behandlung von Sonderfraktionen, wie z.B. hoch toxischer, chlorkontaminierter oder besonders heizwertarmer Stoffe (z.B. organisch kontaminierte Böden), die selbstgänglich nicht brennbar wären, ermöglichen. Die ökologische Notwendigkeit einer hochwertigen Behandlung dieser problematischen Abfallstoffe kann auch einen höheren Aufwand, wie dies z.B. bei Plasmaverfahren der Fall ist, rechtfertigen. Hierbei spielen die gesetzlichen Vorgaben eine entscheidende Rolle.

Kritisch sind solche Verfahren zu beurteilen, die keine vollständige Inertisierung der Produkte erzielen. Laut aktuell gültigem BVT-Merkblatt Abfallverbrennung können nur jene alternativen thermischen Verfahren Stand der Technik sein, die „mit einer anschließenden Verbrennungsstufe mit Energienutzung“ ausgestattet sind oder die Produkte „zurückgewinnen oder einer Verwertung zuzuführen“. Diese Vorgabe wird von den Verfahren nicht erfüllt, die Koks bzw. Rückstände mit hohem Glühverlust als „Produkt“ ohne konkrete Folgenutzung erzeugen. Häufig sind solche Prozesse mit hohen Folgekosten für die Produktbeseitigung verbunden. Ein wirtschaftlicher Betrieb erscheint unter solchen Voraussetzungen kaum möglich.

Besonders bei vergleichsweise einfach konzipierten Verfahren (z.B. Niedertemperaturpyrolyse oder Direktverölung) ist die Aufbereitung der Produkte (sei es die Gasaufbereitung nach Pyrolyse/Vergasung oder die Treibstoffraffination nach Direktverölungsverfahren) mit erheblichem Aufwand verbunden. Die angebliche Einfachheit des Hauptverfahrens wird in der Regel mit einer höheren Komplexität bei der Produktnachbehandlung erkauft. Dementsprechend sind die Aufbereitungsschritte häufig Schwachpunkte der Verfahren. Oft werden diese Probleme während der Verfahrensentwicklung nicht beachtet.

Zu betonen ist, dass alle im Rahmen dieser Studie betrachteten alternativen thermischen Verfahren, im Vergleich zur klassischen Müllverbrennung, mit größerem Behandlungsaufwand verbunden sind. In der Regel ist eine hohe Aufbereitungstiefe des Einsatzmaterials zwingend erforderlich. Zumindest eine Zerkleinerung des Abfalls ist nötig, häufig auch die Fraktionierung und die Entfernung von Metallen und Inertstoffen. Einige Verfahren erfordern sogar eine Vortrocknung oder Pelletierung (Brikettierung) der Einsatzstoffe. Die wenigen japanischen Schmelzverfahren, die laut Herstelleraussage ohne Vorbehandlung des Abfalls betrieben werden können (Begrenzungen der Stückigkeit werden aber auch in diesen Fällen gefordert), sind im Betrieb sehr aufwändig. So sind der Zusatz von Koks und der Einsatz von Sauerstoff bei diesen Prozessen durchaus verbreitet.

Der Aufwand beim Betrieb komplexer alternativer Verfahren lässt sich, wie Beispiele in Japan und das Sekundärrohstoff-Verwertungszentrum Schwarze Pumpe zeigen, auch bei langjährigem Betrieb und zunehmendem Gewinn von Erfahrungen nicht wesentlich reduzieren. Die aus europäischer Sicht mitunter vertretene Meinung, dass die alternativen Technologien zur thermischen Abfallbehandlung nur aufgrund ihres Reifegrades der klassischen Müllverbrennung noch nicht ebenbürtig sind, ein derartiger Effekt jedoch mit zunehmender Betriebserfahrung und Optimierung der alternativen Prozesse eintreten würde, erscheint vor diesem Hintergrund nicht haltbar.

Zusammenfassend ist festzuhalten, dass alternative thermische Verfahren nur unter den im Folgenden gelisteten besonderen Umständen bzw. Anforderungen betriebs- und wirtschaftlich überlebensfähig sind:

- Einhaltung gesetzlicher Vorgaben (z.B. Schmelzverfahren Japan)
- Erzielung besonderer Produkteigenschaften (z.B. verglaste Schlacke, niedrigste Schadstoffgehalte)
- Behandlung von Sonderfraktionen (z.B. hoch toxische oder chlorhaltige Stoffe, Fraktionen mit sehr geringen Heizwerten, wie kontaminierte Böden)
- Vorschaltanlagen (z.B. an Kraft-, Zement-, Kalkwerk) zur Substitution fossiler Brennstoffe

Die Müllverbrennung bildet somit weiterhin den Stand der Technik zur Behandlung von gemischten Restabfällen. Keines der sogenannten alternativen Verfahren kann unter vergleichbaren Rahmenbedingungen eine ähnliche Leistungsfähigkeit und Flexibilität nachweisen. Alternative thermische Verfahren, die in wirtschaftlicher und gleichzeitig ökologischer Hinsicht mit den Maßstäben der Abfallverbrennung konkurrieren können, sind nicht verfügbar. Aufgrund

der höheren Komplexität der alternativen Verfahren sind derartige Entwicklungen aus aktueller Sicht auch für die Zukunft nicht zu erwarten. Die Behandlung von gemischten Restabfällen sollte daher grundsätzlich den hierfür ausgelegten und bewährten Verbrennungsverfahren vorbehalten bleiben.

Inhaltsverzeichnis

Kurzfassung.....	4
Inhaltsverzeichnis.....	8
1 Projektinformationen.....	10
1.1 Hintergrund.....	10
1.2 Projektziele.....	11
1.3 Inhaltliche Schwerpunkte.....	11
1.4 Vorgehen.....	12
1.5 Projektstruktur.....	14
2 Thermische Prozesse zur Behandlung von Abfällen.....	15
2.1 Übersicht und Einteilung thermochemischer Prozesse.....	15
2.2 Klassische alternative thermische Verfahren zur Abfallbehandlung.....	16
2.2.1 Pyrolyse.....	16
2.2.2 Vergasung.....	19
2.3 Neuere Entwicklungen.....	20
2.3.1 Plasmaverfahren.....	20
2.3.2 Verölungsverfahren.....	23
2.3.3 Hydrothermale Verfahren.....	24
3 Relevante alternative thermische Verfahren zur Behandlung von Abfällen.....	27
3.1 Pyrolyse.....	27
3.1.1 Pyrolyse als Teilschritt von Verbrennungs-Schmelzverfahren.....	27
3.1.2 Pyrolyse als alleinstehendes Gesamtverfahren.....	41
3.1.3 Pyrolyse als Vorschaltverfahren.....	55
3.2 Vergasung.....	58
3.2.1 Vergasung als Teilschritt von gestuften Verbrennungsverfahren.....	58
3.2.2 Vergasung als Teilschritt von Verbrennungs-Schmelzverfahren.....	61
3.2.3 Vergasung zur Gaserzeugung.....	72
3.2.4 Vergasung als Vorschaltprozess.....	97
3.3 Plasmaverfahren.....	108
3.3.1 Alter NRG (Westinghouse).....	108
3.3.2 C.H.O.-Power (Europlasma).....	111
3.3.3 Advanced Plasma Power (Tetronics).....	114
3.3.4 Plasco Energy (Phoenix Solutions Company).....	116

3.4	Verölungsverfahren.....	118
3.4.1	Dieselwest.....	119
3.4.2	Logoil	123
3.5	HTC-Verfahren	124
3.6	Zusammenfassende Übersicht der Verfahren.....	126
4	Bewertung und Diskussion	127
4.1	Politische und gesellschaftliche Rahmenbedingungen der Abfallbehandlung.....	127
4.1.1	Europa.....	128
4.1.2	Nordamerika	131
4.1.3	Asien	132
4.2	Bewertung der klassischen alternativen thermischen Abfallbehandlungsverfahren	136
4.2.1	Pyrolyse.....	136
4.2.2	Vergasung	137
4.3	Bewertung neuer Entwicklungen zur thermischen Abfallbehandlung.....	139
4.3.1	Plasmaverfahren.....	139
4.3.2	Verölungsverfahren	139
4.3.3	Hydrothermale Verfahren.....	140
5	Fazit	142
6	Verfahrenssteckbriefe.....	144
6.1	Pyrolyse	144
6.1.1	Pyrolyse als Teilschritt von Verbrennungs-Schmelzverfahren.....	144
6.1.2	Pyrolyse als alleinstehendes Gesamtverfahren	149
6.1.3	Pyrolyse als Vorschaltverfahren.....	155
6.2	Vergasung	156
6.2.1	Vergasung als Teilschritt von gestuften Verbrennungsverfahren	156
6.2.2	Vergasung als Teilschritt von Verbrennungs-Schmelzverfahren	157
6.2.3	Vergasung zur Gaserzeugung.....	162
6.2.4	Vergasung als Vorschaltprozess	170
6.3	Plasmaverfahren	174
6.4	Verölungsverfahren.....	180
	Literaturverzeichnis	185
	Abkürzungen	196
	Abbildungsverzeichnis.....	197
	Tabellenverzeichnis.....	200

1 Projektinformationen

1.1 Hintergrund

Die Verbrennung ist – im Hinblick auf Anlagenzahl und installierte Behandlungskapazität – das weltweit dominierende Verfahren zur thermischen Verwertung von Abfällen (in ca. 2.200 Anlagen werden weltweit aktuell etwa 255 Mio. Tonnen Abfall pro Jahr behandelt [Döring 2014]).

Neben dieser etablierten, (hinsichtlich der Sauerstoffzufuhr) insgesamt überstöchiometrisch betriebenen Behandlungsvariante (Luftüberschuss) werden mit der Abfallpyrolyse und der Abfallvergasung weitere, unterstöchiometrisch geführte thermische Prozesse am Markt angeboten. Diese auch als „alternative“ thermische Behandlungsverfahren bezeichneten Prozesse werden seit den 1970er Jahren von wechselnden Anbietern unter variierenden Bezeichnungen wiederkehrend präsentiert. Sie sind im Allgemeinen durch eine vergleichsweise komplexe Anlagentechnik charakterisiert. Die Vorteile der Verfahren im Vergleich zur Verbrennung sind nach Aussagen der Anbieter höhere elektrische Wirkungsgrade und/oder die höhere Wertigkeit der Konversionsprodukte, also z.B. die Erzeugung verglaster und damit kaum eluierbarer Schlacken oder die Herstellung von flüssigen Energieträgern.

Während derartige Verfahren in der Bundesrepublik Deutschland, aufgrund der von Rückschlägen geprägten Erfahrungen, keine Bedeutung erlangen konnten, werden sie im Ausland in letzter Zeit wieder vermehrt diskutiert und von manchen Interessengruppen und politischen Entscheidungsträgern explizit gefordert. Dabei können die Befürworter dieser Verfahren inzwischen auf den langjährigen Betrieb solcher Anlagen in Asien und dort speziell in Japan verweisen. In diesen Ländern herrschen allerdings völlig andere Rahmenbedingungen als beispielsweise in Europa oder Nordamerika.

Die angesprochenen Praxiserfahrungen beziehen sich im Wesentlichen auf Vergasungs- und Pyrolyseanlagen. Neben diesen „klassischen“ thermochemischen Prozessen, drängen in den letzten Jahren weitere Alternativprozesse auf den Markt.

Plasmaverfahren (umgesetzt als Plasmavergasung) realisieren die Konversion des Abfalls bzw. seiner Schwelprodukte durch Kontakt mit mindestens 2.000 °C heißem Plasma (teilionisiertes Gas). Den Anbietern der Technik zufolge können dadurch niedrige gaseitige Emissionen bei gleichzeitig hoher Qualität der Konversionsrückstände realisiert werden.

Nach einer weiteren alternativen thermochemischen Verfahrensvariante, den (katalytischen) Direktverölungsverfahren, sollen feste Abfälle, meist in einem Schritt und häufig unter Einsatz von Katalysatoren, zu flüssigen Kohlenwasserstoffen umgewandelt werden. Die Produkte sollen treibstoffähnliche Eigenschaften besitzen und als Dieseleratz verwendet werden können.

Sogenannte HTC-Prozesse (hydrothermale Karbonisierung) werden vorzugsweise für die Behandlung von (nassen) Bioabfällen und (Klär-)Schlämmen herangezogen. Dabei werden die Reststoffe in flüssiger, wässriger Phase unter Druck in ein Karbonisat umgewandelt, das eine optimierte energetische oder stoffliche Nutzung erlauben soll.

Für die aktuell besonders intensiv diskutierten Plasma- und Verölungsprozesse sowie die noch vor der Markteinführung stehenden Verfahren zur hydrothermalen Karbonisierung liegen wenig belastbare Betriebserfahrungen vor. In einigen Fällen sind nicht einmal plausible Massen- und Energiebilanzen verfügbar. Zur Behandlung problematischer Teil- und Nebenströme existieren häufig nur Konzepte.

1.2 Projektziele

Ziel des vorliegenden Gutachtens „Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen“ war die Bereitstellung und Bewertung von Informationen zur Ermittlung des Standes der Technik von alternativen thermischen Prozessen für die Behandlung von festen Siedlungsabfällen.

Betrachtet wurden solche Verfahren, für die eine relevante Dauerbetriebszeit unter industriellen Rahmenbedingungen nachgewiesen werden konnte. Dabei wurden auch jene Technologien berücksichtigt, die aktuell zwar nicht mehr betrieben werden, aber ihre Praxistauglichkeit in der jüngeren Vergangenheit nachweisen konnten. Außerdem fanden einige Neuentwicklungen Eingang in die Betrachtung, die in Kürze marktverfügbar sein sollen. Bei der Auswahl dieser Prozesse wurde jedoch ein gewisser Mindestentwicklungsstand als Aufnahmekriterium vorausgesetzt (vgl. Kapitel 1.4).

Neben der technischen Reife von Abfallbehandlungsverfahren sind auch lokale gesetzliche und (gesellschafts-)politische Rahmenbedingungen für den Erfolg oder das Scheitern neuer Technologien von großer Bedeutung. So lässt sich die starke Verbreitung der alternativen thermischen Verfahren in Japan nicht ohne Kenntnis der dortigen Situation verstehen. Daher wurden im Rahmen der Studie auch länderspezifische Rahmenbedingungen beleuchtet und diskutiert.

Die Erkenntnisse der Studie dienen der fachlichen Unterstützung des Umweltbundesamtes als Grundlage für weitere rechtliche und technische Maßnahmen zur Abfallverwertung und sollen in den aktuell anlaufenden Sevilla-Prozess zur Novellierung des BVT-Merkblattes Abfallverbrennung Eingang finden.

1.3 Inhaltliche Schwerpunkte

Der inhaltliche Fokus des Gutachtens liegt auf den klassischen und am weitesten verbreiteten thermochemischen Prozessen, der

- Pyrolyse und der
- Vergasung.

Weiterhin werden auch neuere Verfahrensentwicklungen berücksichtigt. Zu nennen sind hier die folgenden Prozesse:

- Plasmaverfahren
 - Plasmavergasung
- (Katalytische Direkt-)Verölung
- Hydrothermale Karbonisierung (HTC)

Einleitend erfolgt eine allgemeine Übersicht und Einteilung der grundlegenden thermochemischen Prozesse. Die Verfahrensprinzipien werden dargestellt und wesentliche Prozessparameter und -bedingungen erläutert. Auch Produktcharakteristik und potentielle Problempunkte der Verfahren werden diskutiert.

Im Hauptteil der Studie werden die in Absprache mit dem Auftraggeber als relevant identifizierten Verfahren im Einzelnen beschrieben und diskutiert. Charakteristische Prozessparameter und Kenngrößen sind für jedes Verfahren in Form eines Steckbriefes hinterlegt (vgl. Kapitel 6).

Aufgrund des bereits angesprochenen Einflusses der lokalen politischen Situation auf die Umsetzung und Verbreitung von Abfallbehandlungstechnologien, werden in der Studie auch diese Rahmenbedingungen erläutert. Insbesondere der japanische Markt steht hier im Fokus, da die

dort etablierten Regelungen zu einer vergleichsweise intensiven Verbreitung der alternativen thermischen Abfallbehandlungsverfahren geführt haben.

Abschließend erfolgt eine Bewertung des Standes der Technik der einzelnen Verfahrensprinzipien. Dabei liegt der Fokus auf der Ableitung grundsätzlicher und allgemeingültiger Aussagen für die verschiedenen Prozesse.

1.4 Vorgehen

Die Informationsbeschaffung stützte sich auf mehrere Säulen. Basis der Studie ist eine ausführliche Literaturrecherche. Ergänzt und verifiziert wurden die dabei gewonnenen Informationen durch eine Betreiberbefragung auf Basis eines Fragebogens. Aktuell in Deutschland betriebene oder, aufgrund ihres Entwicklungsstandes, für den deutschen Markt künftig möglicherweise relevante Technologien wurden im Rahmen von jeweils eintägigen Anlagenbesuchen näher betrachtet.

Es wurden grundlegende Verfahrensinformationen, wesentliche Prozessparameter und umweltbezogene Leistungsmerkmale wie entstehende Emissionen, Energieverbräuche oder die Qualität der im Prozess aufbereiteten Wertstoffe recherchiert. Soweit verfügbar wurden auch Angaben zur Wirtschaftlichkeit bzw. zu den Behandlungskosten erfasst.

Die Literaturrecherche erstreckte sich auf den englischen, französischen, japanischen und den deutschen Sprachraum. Dabei wurden aktuelle Entwicklungen, etablierte in Betrieb befindliche Prozesse und jene „historischen“ Verfahren berücksichtigt, die in der jüngeren Vergangenheit über längere Zeit im großtechnischen Betrieb waren und somit den Stand der Technik repräsentieren. Im Rahmen der Rechercharbeiten wurden deutlich über 100 für das Gutachten relevante Verfahren identifiziert.

Die aktuell im deutschen Sprachraum aktiven Verfahrensanbieter wurden detailliert zu den schon genannten Punkten befragt. Hierzu wurden die betreffenden Firmen zunächst durch ein offizielles Anschreiben des Umweltbundesamtes über Zweck und Hintergrund der Befragung informiert. Wenige Tage danach wurde der Fragebogen per E-Mail an die Adressaten verschickt. Bei fehlendem Rücklauf wurde noch zweimal der Kontakt mit dem Hersteller gesucht. Auch bei unklaren oder fehlenden Angaben wurde die Klärung mit dem Hersteller gesucht. Von einigen Anbietern erfolgte keinerlei Reaktion auf die Kontaktaufnahme. Andere haben mehrfach die Übersendung von Informationsmaterial bzw. die Bearbeitung des Fragebogens zugesagt, letztlich aber keine Daten zur Verfügung gestellt.

Die für den deutschen Markt aktuell besonders relevanten Verfahren und Entwicklungen wurden anhand von Anlagenbesuchen und Gesprächen mit den Anbietern oder Betreibern intensiver betrachtet. Begehungen wurden an den folgenden Verfahrensstandorten durchgeführt:

- Hausmüllpyrolyseanlage in Burgau
- Zirkulierende Wirbelschichtvergasungsanlage im Zementwerk Rüdersdorf
- Kalkbett-Schachtvergasungsreaktor Ecoloop im Harz
- Pyrolyseverfahren MEE in Schwerin
- Katalytische Direktverölungsanlage von Dieselwest in Ennigerloh
- Thermoselect-Anlage Karlsruhe (stillgelegt)

Um nähere Informationen zum CONTHERM-Pyrolyse-Verfahren zu erhalten, das am Steinkohlekraftwerk in Hamm über mehrere Jahre hinweg als Vorschaltanlage betrieben wurde, erfolgte ein ausführliches Telefoninterview mit dem verantwortlichen Mitarbeiter aus dem RWE-Kraftwerk Westfalen.

Die Anbieter bzw. Betreiber im japanischen Raum wurden über persönliche Kontakte direkt angesprochen. Auch hier konnte die Informationstiefe durch zum Teil mehrfache Nachfragen gesteigert werden.

Bei technisch relevanten Verfahren, deren Anbieter nicht an der Umfrage teilnahmen, wurde auf die verfügbaren Literaturdaten zurückgegriffen. Gleiches gilt für die aktuell nicht mehr betriebenen Verfahren bzw. die nicht mehr existenten Anbieterfirmen.

Tabelle 1.1: Entwicklungsstufen von thermischen Abfallbehandlungsverfahren, vereinfacht nach [VDI 3460].

Entwicklungsstufe	Kriterium	Vorgabe
1	Anlage/Verfahren	Tests im Labormaßstab, Massen- und Energiebilanzen Kernanlage
	Eingangs-/Ausgangsstoffe	Beschreibende Analyse Eingangs-/Ausgangsstoffe (Qualität, Quantität)
	Marktchancen	Einschätzung Marktchancen Großanlage (Basis Laborergebnisse)
	Scale-up	Darstellung Möglichkeiten & Risiken Scale-up, Planung Versuchsanlage
2	Anlage/Verfahren	Stationärer Betrieb, Versuchsanlage Massen- und Energiebilanzen Kernanlage
	Eingangs-/Ausgangsstoffe	Analyse Eingangs-/Ausgangsstoffe (Qualität, Quantität), Möglichkeiten & Grenzen Eingangsstoffe
	Marktchancen	Abschätzung der Marktchancen einer Großanlage
	Scale-up	Rahmenbedingungen Scale-up, weitere Verfahrensschritte, Planung Technikumsanlage
3	Betrieb	Abschätzung möglicher Betriebsprobleme (Korrosion, Erosion, ...)
	Anlage/Verfahren	Stationärer Betrieb Technikumsanlage (längere Zeit), Emissionsmessung
	Eingangs-/Ausgangsstoffe	Prüfung der prozesstypischen Stoffe auf ihre Umweltrelevanz und Nutzbarkeit
	Marktchancen	Darlegung der Marktchancen einer Großanlage
	Scale-up	Technische und wirtschaftliche Interpretation Mess- und Analysenergebnisse bzgl. Großanlage, Größe Apparate, Materialien, Bau- und Betriebskosten Großanlage, Kosten pro Tonne Abfall
4	Betrieb	Einschätzung Reisezeit, Anlagenverfügbarkeit und Standzeit einer zu konzipierenden Großanlage
	Anlage/Verfahren	Betrieb großtechnische Anlage in bestimmungsgemäßem Betrieb über ein bis zwei Jahre, Bestätigung der Massen- und Energiebilanzen, Emissionswerte
	Eingangs-/Ausgangsstoffe	Nachweis der Eignung für geplante Eingangsstoffe, Möglichkeiten Produktvermarktung
	Marktchancen	Validierung der Investitions- und Betriebskosten (Business-Plan)
5	Betrieb	Nachweis der Verfügbarkeit und Reisezeit
	Anlage/Verfahren	Großtechnische Anlage im bestimmungsgemäßem Betrieb über mehrere Jahre, Beurteilung der Umweltrelevanz von Verfahren und Anlage
	Eingangs-/Ausgangsstoffe	Nachweis der Entsorgung der Einsatzstoffe, Nachweis der Vermarktung prozesstypischer Produkte
	Marktchancen	Nachvollziehbare Darstellung der Investitions- und Betriebskosten über

	Betrieb	mehrere Jahre Optimierung Effizienz, Verfügbarkeit, Reisezeit
--	---------	--

Da alle Informationen entweder der Literatur entnommen oder von den Anbietern bzw. Betreibern zur Verfügung gestellt wurden, kann für die Richtigkeit der Angaben keine Gewähr übernommen werden. Unstimmigkeiten oder Auffälligkeiten in den übermittelten Informationen, die während der Bearbeitung offensichtlich wurden, sind im vorliegenden Text entsprechend kommentiert.

Auf Basis der vorliegenden Informationen wurde eine Einteilung bzw. Bewertung bezüglich der folgenden Punkte durchgeführt:

- Entwicklungsstand der Technik (Einteilung nach [VDI 3460], vgl. Tabelle 1.1)
- Erforderlicher (Vorbehandlungs-)Aufwand
- Art und Qualität der Produkte (evtl. als Input einer Folgeanlage)
- Komplexität
- Wirtschaftlichkeit

Die Ergebnisse wurden mit ausgewählten Mitgliedern der nationalen Expertengruppe zur Vorbereitung der Revision des BVT-Merkblattes Abfallverbrennung im Detail diskutiert und abgestimmt.

1.5 Projektstruktur

Das vorliegende Sachverständigengutachten wurde vom Umweltbundesamt öffentlich ausgeschrieben und vergeben. Auftragnehmer ist das Lehr- und Forschungsgebiet Technologie der Energierohstoffe (TEER) der Rheinisch-Westfälischen Technischen Hochschule Aachen.

Die folgende Tabelle enthält eine Übersicht der Projektpartner, die an der Erstellung der Studie mitgewirkt haben. Die Projektleitung lag beim Lehr- und Forschungsgebiet Technologie der Energierohstoffe der RWTH Aachen.

Tabelle 1.2: Projektbegleitung und Projektpartner.

Institution	Bearbeiter
Projektleitung	
RWTH Aachen Lehr- und Forschungsgebiet Technologie der Energierohstoffe TEER	Prof. Dr.-Ing. Peter Quicker Dipl.-Ing. Yves Noël Dipl.-Ing. Florian Neuerburg Adrianna Huras B.Sc.
Projektpartner	
Japan Consult	Dipl.-Volksw, Dipl.-Geogr. Ralf Georg Eyssen
Karlsruher Institut für Technologie Institut für Technische Chemie	Prof. Dr.-Ing. Helmut Seifert Dr. rer. nat. Jürgen Vehlow
TK Verlag Karl Thomé-Kozmiensky	Prof. Dr.-Ing. Karl Thomé-Kozmiensky

2 Thermische Prozesse zur Behandlung von Abfällen

In den folgenden Abschnitten werden die Grundlagen der thermochemischen Konversionsprozesse, auf denen die hier diskutierten Abfallbehandlungsverfahren basieren, näher beschrieben. Einleitend erfolgt eine Prozesseinteilung und -übersicht.

2.1 Übersicht und Einteilung thermochemischer Prozesse

Abbildung 2.1 zeigt eine Übersicht der grundlegenden thermochemischen Prozesse, die unter reiner Wärmezufuhr (Pyrolyse) oder mit den Reaktionspartnern Sauerstoff (autotherme Vergasung und Verbrennung) bzw. Wasser (allotherme Wasserdampf-Vergasung, hydrothermale Verfahren) stattfinden. Ebenfalls aufgeführt sind die Plasma-Verfahren, bei denen durch Anlegen einer elektrischen Spannung ein teilionisiertes Gas mit hoher Temperatur erzeugt wird.

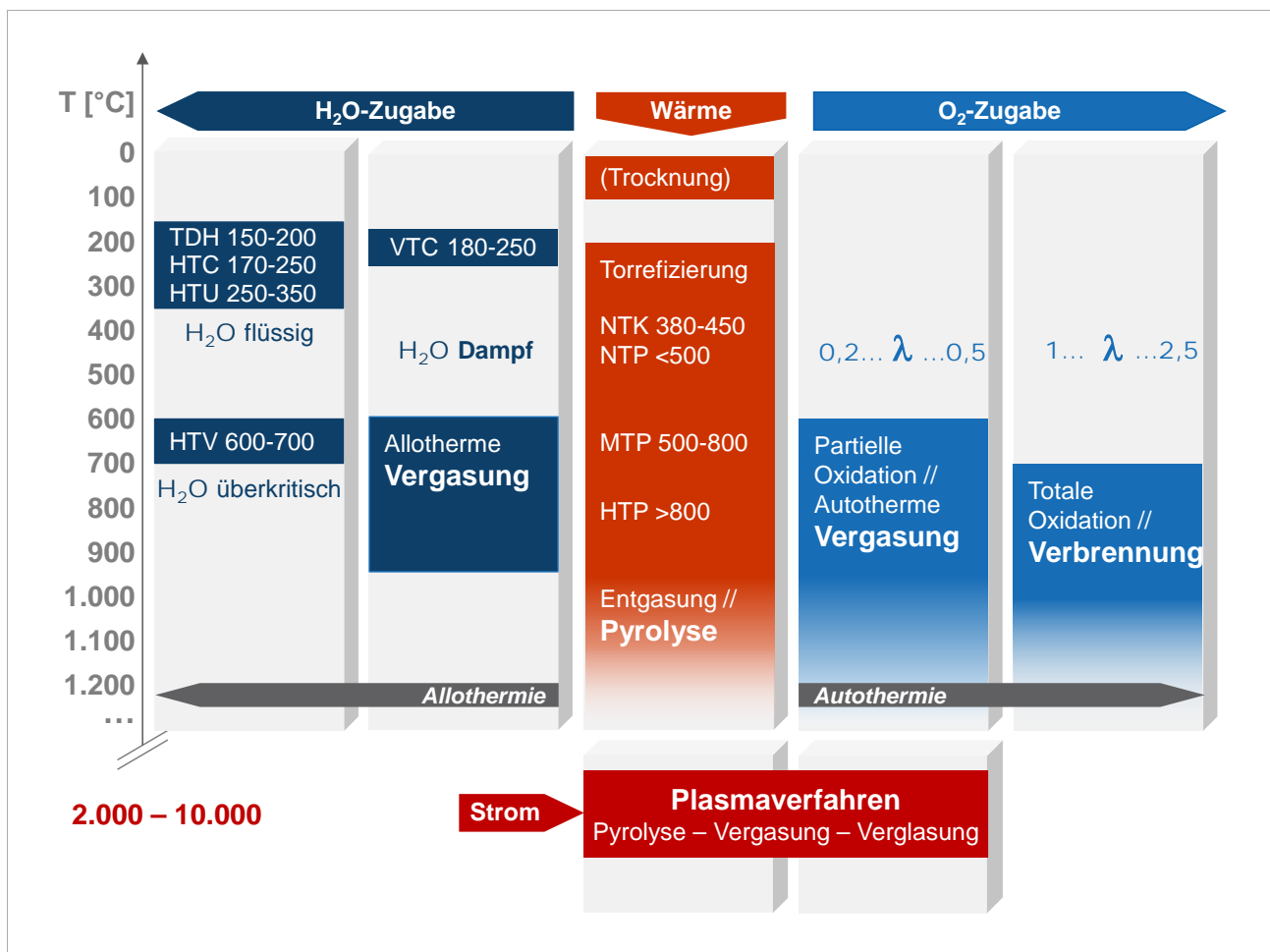


Abbildung 2.1: Thermochemische Prozesse im Überblick (die Erläuterungen zu den verwendeten Abkürzungen sind im Anhang aufgeführt).

Weiterführende Erläuterungen zu den einzelnen Prozessen finden sich in den folgenden Unterabschnitten.

2.2 Klassische alternative thermische Verfahren zur Abfallbehandlung

Pyrolyse und Vergasung können als klassische alternative thermische Abfallbehandlungsverfahren bezeichnet werden. Bereits Ende des 19. Jahrhunderts wurde in mehreren europäischen Städten versucht, durch Vergasung aus Abfällen Leuchtgas für die Straßenlaternen zu erzeugen. Im kalifornischen San Jose wurden sogar Motoren mit solchem Gas betrieben. Alle Versuche mussten jedoch nach kurzer Zeit wieder aufgegeben werden (hoher Aschegehalt, mangelnde Wirtschaftlichkeit, Explosionen) [de Fodor 1911, Reimann 1991].

Die grundlegenden Vorgänge bei Pyrolyse und Vergasung sind in Abbildung 2.2 schematisch dargestellt. Insbesondere sind die wichtigsten homogenen und heterogenen Vergasungsreaktionen angegeben.

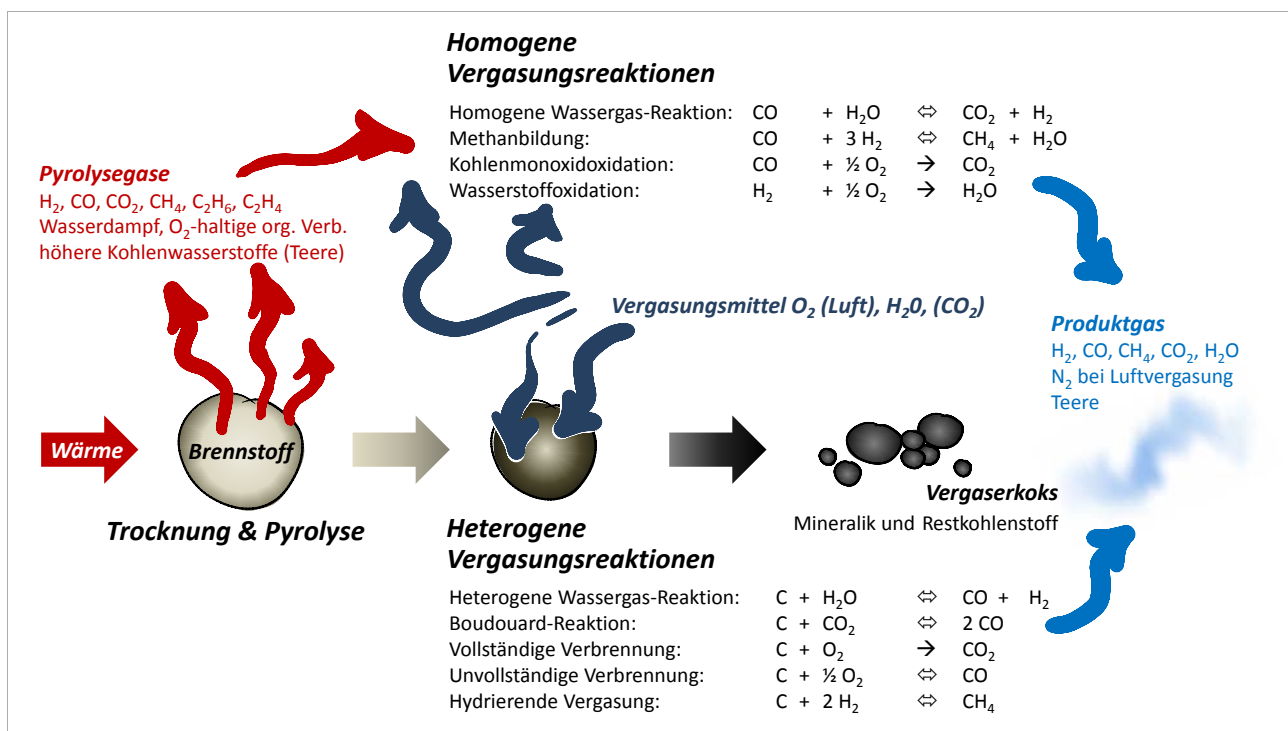


Abbildung 2.2: Pyrolyse und Vergasung im vereinfachten Überblick (ohne Berücksichtigung der Heteroatome).

2.2.1 Pyrolyse

Der Begriff Pyrolyse (auch Schwelung, Entgasung, trockene Destillation) bezeichnet den Vorgang der Zersetzung organischer Stoffe, ausschließlich durch Wärmezufuhr in Abwesenheit von Sauerstoff oder anderen Oxidations- oder Reaktionsmitteln, wobei in der Praxis das Einschleppen von geringen Sauerstoff- bzw. Luftanteilen mit dem Edukt häufig nicht vermieden werden kann. Nach dem eingestellten Temperaturniveau wird unterschieden in [Thomé 1979]:

- Niedertemperaturpyrolyse (NTP) $T < 500 \text{ }^\circ\text{C}$
- Mitteltemperaturpyrolyse (MTP) $500 \text{ }^\circ\text{C} - 800 \text{ }^\circ\text{C}$
- Hochtemperaturpyrolyse (HTP) $T > 800 \text{ }^\circ\text{C}$

In jüngerer Zeit wird im Temperaturbereich von 250 bis 300 $^\circ\text{C}$ zusätzlich die sog. Torrefizierung (auch Torrefikation) verortet. Diese Niedertemperaturvariante der Pyrolyse wird traditionell für die Lebensmittelveredlung (Kaffee-Röstung) eingesetzt und aktuell als Verfahren zur Konfektionierung von Biomassebrennstoffen, insbesondere zur Erhöhung des Heizwertes und

zur Optimierung einiger physikalischer Parameter (Mahlbarkeit, Hydrophobie), diskutiert und technisch erprobt.

Auch hinsichtlich der (Gas-)Verweilzeit können die Pyrolyseverfahren eingeteilt werden. Bei sehr schneller Eduktaufheizung und extrem kurzen Verweilzeiten der entstehenden Produkte wird der Prozess als Flash-Pyrolyse bezeichnet. Dabei können, insbesondere bei niedrigeren Temperaturen, sehr hohe Ausbeuten an flüssigen Produkten erzeugt werden. Bei höheren Temperaturen wird das Produktspektrum mehr von gasförmigen Komponenten dominiert, wobei mit der Temperatur der Heizwert der Gase abnimmt [Warnecke 1991].

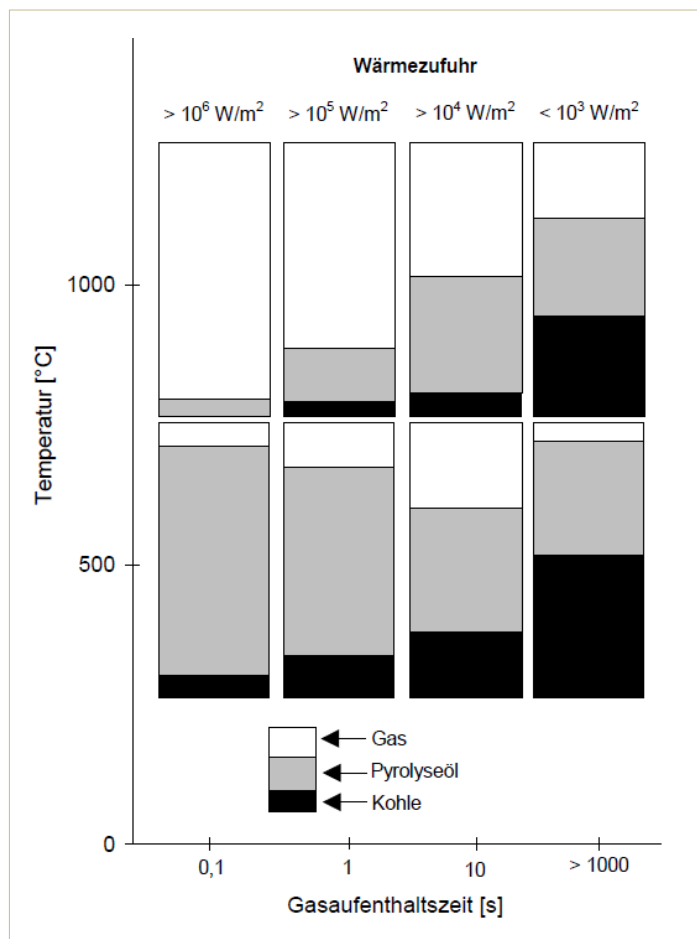


Abbildung 2.3: Produktspektrum bei der Pyrolyse von Holz in Abhängigkeit von Temperatur und Verweilzeit [Gerdes 2001] (schematisch).

Die Zusammensetzung hat wesentlichen Einfluss auf die Produkte. So kann beispielsweise die Dominanz bestimmter Kunststoffsorten im Pyrolysegut zu deutlich abweichenden Gaszusammensetzungen führen. Auch der Wassergehalt des Abfalls hat Auswirkungen auf das Produktspektrum, da bei höheren Wasseranteilen und damit höheren Wasserdampfpartialdrücken im Pyrolysegas, die heterogene und homogene Wassergasreaktion (vgl. Abbildung 2.2) an Bedeutung gewinnen [Warnecke 1991].

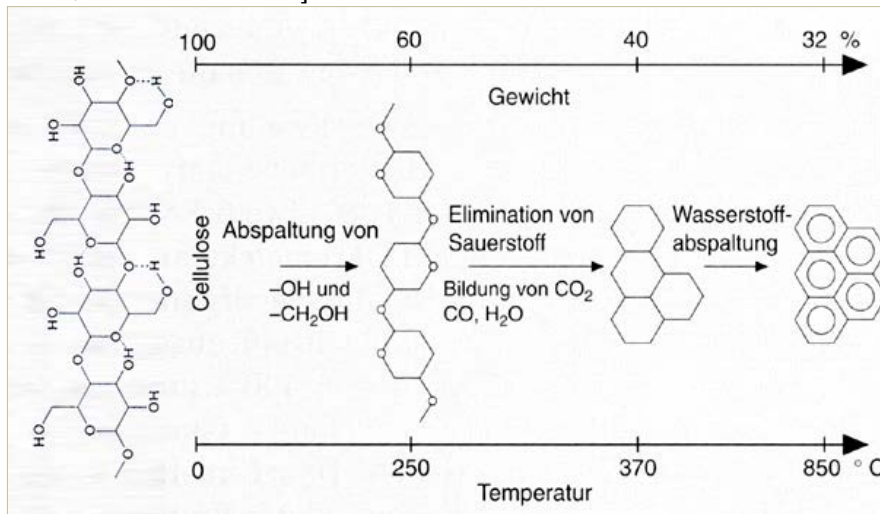
Entsprechend dem Sauerstoffanteil im Einsatzstoff entstehen auch Reaktionswasser und sauerstoffhaltige organische Verbindungen, wie Methanol, Acetaldehyd, Aceton, Ameisen- oder Essigsäure [Weinstein 1976]. Somit ist bei der Kondensation der Pyrolyse-gase immer mit zwei Flüssigphasen – wässrig und ölig – zu rechnen. Die Produkte in der öligen Phase (Teere, Pyrolyseöl) haben vorwiegend aromatischen Charakter. Naphtalin und Benzol sind Hauptkomponen-

bei mit der Temperatur der Heizwert der Gase abnimmt [Warnecke 1991]. Die nebenstehende Abbildung zeigt am Beispiel Holz die Zusammenhänge zwischen Temperatur, Verweilzeit und dem zu erwartenden Produktspektrum [Gerdes 2001]. Die Darstellung ist als schematische Illustration zu verstehen. Für Abfälle (besonders bei geringen Gehalten an Cellulose) können die Verhältnisse deutlich abweichen.

Sowohl die Torrefizierung als auch die Flash-Pyrolyse werden zur Veredlung von Biomassen eingesetzt. Für die Siedlungsabfallbehandlung haben diese Verfahren keine Bedeutung und werden deshalb hier nicht weiter diskutiert.

Relevant für die thermische Abfallbehandlung sind vor allem mittelschnelle und langsame Pyrolyseverfahren im Temperaturbereich der Mittel- und Hochtemperaturpyrolyse. Die unter diesen Bedingungen ausgetriebenen Produkte sind vorwiegend gasförmig, wobei bei ausreichend langen Verweilzeiten durch Aromatisierungs- und Polymerisationsreaktionen aus dem Gas auch flüssige oder feste Reaktionsprodukte (rück-)gebildet werden können. Zusammengesetzt ist das Gas vor allem aus CO_2 , CO , Wasserstoff, Methan sowie Ethan und Ethen. Die Abfallzusammen-

ten, aber auch höhere Ringsysteme, wie Antrachen, Phenantren und Pyren treten auf. [Thomé 1979, Warnecke 1991]



Mit ansteigender Temperatur nehmen die Anteile von Wasserstoff und Kohlenmonoxid im Gas zu, während die Konzentration an Kohlendioxid, Methan und höheren Alkanen zurückgeht. [McIntyre 1974, Thomé 1979, Thomé 1985] Auch der Massenanteil der kondensierbaren Produkte nimmt mit der Temperatur ab. Aufgrund der hohen Heizwerte der enthaltenen Teere kann die flüssige Phase jedoch trotzdem noch einen signifikanten Energiegehalt

Abbildung 2.4: Vorgänge und Temperaturabhängigkeit der pyrolytischen Zersetzung von Cellulose, verändert nach [Thomé 1994].

aufweisen.

Am Beispiel Cellulose sind die Vorgänge bei der Entgasung, die entstehenden gasförmigen Produkte sowie die Umwandlung der Feststoffstruktur und der Masseverlust des Feststoffes in Abhängigkeit der Temperatur im nebenstehenden Diagramm dargestellt.

Der nach der Pyrolyse verbleibende Koks besteht im Wesentlichen aus Kohlenstoff sowie den im Ausgangsmaterial enthaltenen Inertstoffen, also den mineralischen und metallischen Bestandteilen. Die schwerer flüchtigen Schwermetalle verbleiben in der Koksfraktion [Tabasaran 1977]. Leichter flüchtige Schwermetalle, wie insbesondere Quecksilber sowie Cadmium und Blei, werden schon bei moderaten Pyrolysetemperaturen, auch als Chloride und Oxide, in die Gasphase überführt [Diepenseifen 2011]. Bei niedrigeren Pyrolysetemperaturen sind diese Schwermetalle zum Teil als Metallsulfide im Koks gebunden [Scholz 2001].

Der im Abfall enthaltene Schwefel gelangt als Schwefelwasserstoff (H_2S) und evtl. als Carbonylsulfid (COS) zum Teil in die Gasphase. Es verbleibt jedoch auch ein signifikanter Schwefelanteil im festen Koksrückstand. [Thomé 1979, Scholz 2001]

Stickstoffverbindungen im Abfall werden während der Pyrolyse zersetzt und als Ammoniak (NH_3), Blausäure (HCN) und elementarer Stickstoff in die Gasphase überführt. Dort kann es zu Folgereaktionen insbesondere des Ammoniaks kommen. Geringere Anteile des Stickstoffs verbleiben auch im Koks. [Thomé 1979]

Organisch gebundenes Chlor, z.B. in Form von PVC, geht als HCl in die Gasphase über. Dagegen verbleibt das als Salz im Natriumchlorid gebundene Chlor – im Gegensatz zur Verbrennung - zumindest bei niedrigeren Pyrolysetemperaturen im festen Rückstand [Tabasaran 1977]. Enthaltene Fluor wird in gasförmiges HF umgesetzt [Thomé 1985].

Der Heizwert von Pyrolysegasen schwankt je nach Beschaffenheit des Einsatzgutes über einen weiten Bereich. Unter Einbeziehung der kondensierbaren Bestandteile, also der Pyrolyseöldämpfe, können sehr hohe Heizwerte zwischen 12,5 und 46 MJ/m^3_N erreicht werden [Warnecke 1991, Thomé 1985]. Die nicht kondensierbaren Permanentgase erreichen Heizwerte zwischen 12 und 16 MJ/m^3_N [Thomé 1994].

2.2.2 Vergasung

Vergasungsverfahren zielen auf die Überführung eines festen (z.T. auch flüssigen oder pastösen) Stoffes in ein möglichst heizwertreiches Brenn- oder Synthesegas, das eine höherwertige Folgenutzung ermöglicht als der feste Aggregatzustand des Ausgangsstoffes. Hierzu wird der Feststoff mit einem reaktiven Vergasungsmittel in Kontakt gebracht. Mit dem Vergasungsmittel wird Sauerstoff (bei Einsatz von Wasserdampf auch Wasserstoff) in den Prozess eingebracht. Mögliche Vergasungsmittel sind

- Luft,
- Sauerstoff,
- Wasserdampf und
- Kohlendioxid.

Der Prozess wird als autotherme Vergasung (partielle Oxidation) bezeichnet, wenn mit dem Vergasungsmittel eine Teiloxidation des Brennstoffs durchgeführt wird. Dies ist bei Verwendung von Sauerstoff und Luft der Fall. Die erforderliche Reaktionswärme für die überwiegend endothermen Vergasungsreaktionen wird also aus dem Brennstoff erzeugt. Entsprechend reduziert sich der Energiegehalt des Gases im Vergleich zum Feststoff (Kaltgaswirkungsgrad i.d.R. bei maximal rund 80 %). Bei der Vergasung ist sicherzustellen, dass das Sauerstoffangebot begrenzt wird, um unnötige Energieverluste oder gar die vollständige Oxidation des Materials zu verhindern. Üblich ist ein Sauerstoffangebot in Höhe von etwa 30 % bis 40 % des für die vollständige Verbrennung notwendigen Sauerstoffangebotes, das bedeutet die sogenannte Luftzahl λ beträgt 0,3 – 0,4.

Wird Wasserdampf als Vergasungsmittel eingesetzt, erfolgt keine Wärmefreisetzung durch Teiloxidation des Brennstoffs. Es ist im Gegenteil noch weitere thermische Energie erforderlich, da auch die Wassermoleküle gespalten werden und somit Sauerstoff und Wasserstoff erzeugt werden. Diese Betriebsweise wird als allotherme Vergasung bezeichnet, da die erforderliche Energie aus anderen Quellen (griech. *állos* = anders, fremd), also von außen zugeführt werden muss. Die Beheizung des Reaktors über die Außenwand reicht in der Regel nicht aus, um den Vergasungsprozess zu unterhalten. Zur Beheizung werden daher verschiedene Optionen genutzt. Beispielsweise werden heißer Sand (Wirbelschicht), heiße Keramikugeln oder von innen beheizte Einbauten verwendet.

Die thermochemische Vergasung von Festbrennstoffen erfolgt in mehreren Stufen: Trocknung, Entgasung (Pyrolyse), sowie homogene und heterogene Vergasungsreaktionen. Abbildung 2.2 zeigt diese Vorgänge schematisch. Während der Aufheizung verdampft zuerst die Feuchtigkeit. Schon unterhalb von 200 °C entgasen dann erste geringe Mengen an Kohlenoxiden und Carbonsäuren. Mit der Erwärmung nimmt die Intensität der Entgasung von flüchtigen Bestandteilen zu. Erst wenn die Hauptentgasung abgeschlossen ist, können das Vergasungsmittel oder die im Prozess gebildeten Gase, wie Wasserstoff oder Kohlenmonoxid, durch Konvektion und Diffusion an die Oberfläche des nun weitgehend entgasten Feststoffes, der neben den Inertbestandteilen hauptsächlich aus fixem Kohlenstoff besteht, herantransportiert werden und die in Abbildung 2.2 skizzierten heterogenen Vergasungsreaktionen ablaufen.

Die ausgetriebenen gasförmigen Komponenten reagieren untereinander und mit dem eingesetzten Vergasungsmittel. Auch die wichtigen homogenen Vergasungsreaktionen sind in Abbildung 2.2 dargestellt [Thomé 1985, Scholz 2001].

Die Produktzusammensetzung der Vergasung ist sowohl temperatur- als auch druckabhängig. Bei zunehmender Temperatur kommt es zur vermehrten Bildung von CO und Wasserstoff und gleichzeitig abnehmendem Methananteil im Produktgas. Zunehmender Druck fördert die Methan- und Kohlendioxidbildung. [Thomé 1994] Für die heterogene Wassergasreaktion und die

hydrierende Vergasung sind die Druck- und Temperaturabhängigkeit beispielhaft in Abbildung 2.5 dargestellt.

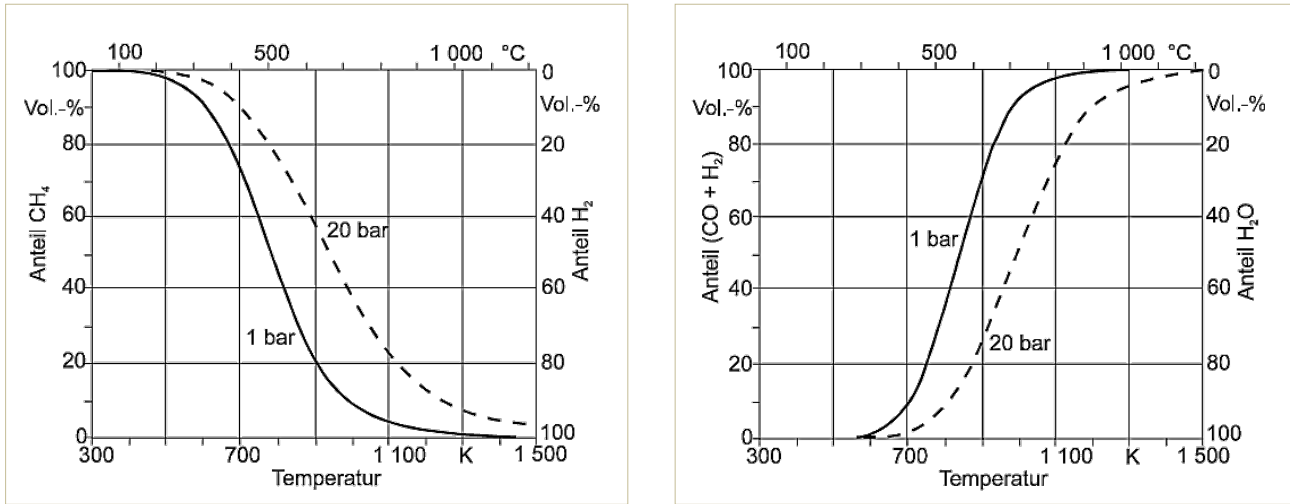


Abbildung 2.5: Temperatur- und Druckabhängigkeit (Beispiele für 1 und 20 bar) für die hydrierende Vergasungsreaktion ($C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$, linkes Bild) und die heterogene Wassergasreaktion ($C + H_2O \leftrightarrow CO + H_2$, rechtes Bild), nach [Kaltschmitt 2009].

Der im Brennstoff enthaltene Schwefel tritt vorwiegend als Schwefelwasserstoff ins Gas über. COS wird kaum festgestellt [Häßler 1995]. Stickstoff wird in Form von Ammoniak und in geringeren Mengen auch als HCN festgestellt, wobei unter typischen Vergasungstemperaturen der Hauptteil des Ammoniaks zu elementarem Stickstoff umgewandelt wird. Chlor tritt als HCl auf. [Knoef 2012]

Die Heizwerte der erzeugten Produktgase liegen unter denen der Pyrolysegase und werden stark vom eingesetzten Vergasungsmittel bestimmt. Bei der allothermen Wasserdampfvergasung werden Heizwerte von über 12 MJ/m^3_N erreicht [Thomé 1994]. Bei Einsatz von Sauerstoff als Vergasungsmittel liegen die Heizwerte zwischen 10 und 18 MJ/m^3_N . Die niedrigsten Heizwerte, um 5 MJ/m^3_N , werden bei der autothermen Luftvergasung beobachtet, da der hohe inerter Stickstoffanteil von bis zu 60 % das Gas verdünnt. [Wood 2013]

2.3 Neuere Entwicklungen

2.3.1 Plasmaverfahren

Ursprünglich für militärische Zwecke sowie für die Raumfahrt entwickelt, finden Plasmaverfahren derzeit in der Metallurgie sowie seit Anfang der 1980er Jahre auch zur Behandlung von Abfällen Anwendung. Die Eignung von Plasmaverfahren zur thermischen Abfallbehandlung wurde in der Vergangenheit bei der Behandlung gefährlicher Abfallfraktionen, wie beispielsweise Asbest und Chemikalien, unter Beweis gestellt. Eine weitere Anwendung stellte die Verglasung reaktiver Abfälle dar. Neben diesen Verfahren zur Behandlung spezieller Monofraktionen werden in letzter Zeit auch Verfahren zur thermischen Behandlung von Siedlungsabfällen mit Plasmaunterstützung von verschiedenen Herstellern weltweit angeboten. [Fabry 2013]

2.3.1.1 Grundlagen Plasmaverfahren

Die klassischen alternativen Verfahren zur thermischen Abfallbehandlung stellen das nötige Temperaturniveau im Allgemeinen entweder durch eine Teiloxidation des Brennstoffs (direkt)

oder über die Reaktorwand bzw. ein Wärmeträgermedium (indirekt) ein. Die Erzeugung eines Plasmas stellt eine weitere Möglichkeit der direkten Wärmezufuhr dar. Hierzu wird einem Arbeitsgas (oxidierend oder inert) eine hohe spezifische Menge an Energie zugeführt, wodurch dieses ionisiert wird. Die Energie kann sowohl thermisch als auch über einen elektrischen Strom bzw. über ein elektromagnetisches Feld zugeführt werden. Dem Energieniveau entsprechend wird ein solches Plasma auch als vierter Aggregatzustand benannt. [Helsen 2010]

Zur Plasmaerzeugung wird in einem so genannten Plasmabrenner durch Anlegen einer elektrischen Spannung zwischen zwei Elektroden ein Elektrolichtbogen generiert. Plasmabrenner können in zwei verschiedenen Varianten, als übertragener und als nicht übertragener Lichtbogen, ausgeführt sein.

In der Ausführung als übertragener Lichtbogen wird dieser zwischen einer freien Kathode und einer außenstehenden Anode aufgebaut (vgl. Abbildung unten). Die Kathode ist als Stab ausgebildet und wird axial von einem Arbeitsgas umströmt. Sie ist von einem gekühlten, ringförmigen Gehäuse umgeben. Der sich Infolge der Spannung zwischen Kathode und Anode einstellende Lichtbogen liefert die Energie zur Erzeugung des Plasmas. Der Gasstrom durch das Brennergehäuse bewirkt, dass das erwärmte Gas die Lanze als Plasmastrahl verlässt [Huang 2006]. Je nach Ausführung ist die Anode bis zu einem Meter weit von der Kathode entfernt. Infolge des hohen Wärmestroms werden Mineralstoffe und Metalle, welche sich im behandelten Material befinden, geschmolzen und verglast. [Bonizzoni 2002] Das Schmelzbad ist über die Wandung des Reaktors geerdet. In der Konfiguration als übertragener Lichtbogen nimmt das Schmelzbad die Funktion einer Anode für den Lichtbogen ein.

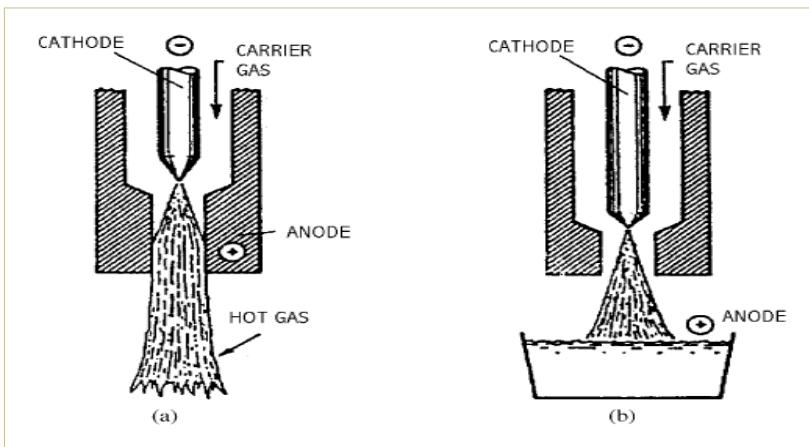


Abbildung 2.6: Plasmaerzeugung mittels nicht übertragenem (links) und übertragenem Lichtbogen (rechts) [Bonizzoni 2002].

[Gomez 2007]

Wird das Plasma mittels eines nicht übertragenen Lichtbogens generiert, befinden sich die Elektroden innerhalb eines Gehäuses angeordnet. Im Vergleich zum übertragenen Lichtbogen nimmt anstelle der Schmelze die Brennerlanze selbst die Funktion der Anode ein. Die Kathode ist wie beim übertragenen Lichtbogen, als Stab ausgeführt und wird von einem Arbeitsgas umströmt.

Die zur thermischen Behandlung von Abfällen erzeugten Plasmen erreichen Temperaturen im Bereich zwischen 2.000 und 30.000 K [Huang 2007].

Als Vorteil der Plasmanutzung wird eine vergleichsweise einfache Temperaturführung im Prozess, über die Regelung der elektrischen Leistung genannt [Fabry 2013]. Im Falle der Plasmavergasung ermöglicht dies eine Entkopplung der Wärmefreisetzung vom Oxidationsmittelangebot. Weiterhin sind Plasmaprozesse durch einen hohen Wärmeübergang auf den zu behandelnden Stoff, hohe Aufheizraten in der Anfahrphase sowie durch eine geringe Baugröße gekennzeichnet. Die Plasmabehandlung führt zur Zersetzung von hochmolekularen Verbindungen (Teere etc.), die bei den klassischen alternativen thermischen Verfahren entstehen. Infolge der hohen Prozesstemperaturen ist, je nach Ausführung des Verfahrens, das Einschmelzen selbst temperaturbeständiger Verfahrensrückstände möglich. [Helsen 2010]

Wird die Prozessenergie ausschließlich über das Plasma bereitgestellt, ist dies mit hohen Energiekosten verbunden. Daher sind die Plasmaverfahren zahlreicher Hersteller in der Praxis als kombinierte Prozesse ausgeführt. Diese bestehen aus einer „klassischen“ Pyrolyse- bzw. Vergasungsstufe auf moderatem Temperaturniveau, welchem auf der Produktseite eine Plasmastufe zur Gasaufbereitung und/oder zum Verglasen der Reststoffe nachgeschaltet ist. Die je nach Anbieter variabel ausgeführten Plasmakonversionsverfahren unterscheiden sich daher vor allem in der Ausgestaltung der Niedertemperaturkonversionsstufe und der Plasmaerzeugung als in der Plasmakonversion selbst. [Lamers 2013]

Wie bei den klassischen alternativen Verfahren zur thermischen Abfallbehandlung wird auch bei Plasmaverfahren in Pyrolyse und Vergasung unterschieden. Zur Plasmapyrolyse werden Inertgase wie beispielsweise Argon oder Stickstoff eingesetzt. Bei der Plasmavergasung kommen sauerstoffhaltige Arbeitsgase zum Einsatz. [Heberlein 2008]

2.3.1.2 Plasmapyrolyse

Die Plasmapyrolyse kombiniert die inerte Prozessatmosphäre einer pyrolytischen Zersetzung mit der Energiezufuhr durch Plasma. Dementsprechend werden die eingesetzten Abfälle unter reduzierenden Bedingungen bei hohen Temperaturen ab 2.000 K in einfache Moleküle aufgebrochen. [Dave 2010] Abhängig davon, ob das zu konvertierende Gut indirekt durch die vom Plasma abstrahlende Wärme erhitzt wird oder direkt mit dem Plasma in Kontakt tritt, erfolgt die Aufspaltung des Abfalls auf zwei Arten: Im erst genannten Fall löst die Wärmeeinstrahlung, analog zur konventionellen Pyrolyse, ein thermisches Cracken der Makromoleküle aus. Beim direkten Kontakt zwischen Abfall und Plasma treten die angeregten Plasmamoleküle, -ionen und -elektronen auf molekularer Ebene in direkten Kontakt mit dem Aufgabematerial. Infolge wird die Aufspaltung des Pyrolysegutes unterstützt. [Bonizzoni 2002]

Es existiert eine Vielzahl an Studien über die Behandlung diverser Abfälle durch Plasmapyrolyse in Labor- und Pilotmaßstab. Diese Abfälle lagen meist sortenrein vor (Kunststoffe, Altreifen) bzw. weisen ein hohes Risiko- oder Schadstoffpotential auf (Krankenhausabfälle, Verbrennungssaschen) [Helsen 2010]. Produkte der Umwandlung des Abfalls sind in der Regel ein heizwertreiches Gas und eine verglaste Schlacke [Dave 2010]. Trotz einer erhöhten Forschungsaktivität auf dem Gebiet der Plasmapyrolyse ist eine industrielle Anwendung dieser Technik für feste Abfallstoffe nicht bekannt [Helse 2010].

In Abgrenzung zu Behandlung von festen Abfallstoffen kommt die Plasmapyrolyse zur Konversion gefährlicher flüssiger und gasförmiger Abfälle industriell zur Anwendung. [Helsen 2010] Im Folgenden sind zwei dieser Anbieter exemplarisch aufgeführt:

- PLASCON, Fa. DoloMatrix, Australien [Heberlein 2008], [Helsen 2010]
10 Anlagenstandorte, Durchsatz ca. 100 kg/h
- Shinmaywa Auto Engineering [Heberlein 2008]
5 Anlagenstandorte, Durchsatz ca. 10 kg/h

Die vorliegende Studie hat die thermische Konversion fester Abfälle bzw. Ersatzbrennstoffe zum Schwerpunkt. Aufgrund dessen werden Verfahren zur Plasmapyrolyse im Rahmen dieser Studie nicht berücksichtigt.

2.3.1.3 Plasmavergasung

Bei der thermochemischen Vergasung ist es durch Zugabe eines Oxidationsmittels möglich, einen Teil der im Einsatzstoff enthaltenen Energie als Wärmequelle zu nutzen. Bei den Verfahren zur Plasmavergasung wird die Plasmaerzeugung als zusätzliche Energiequelle genutzt. Herstellerangaben zufolge ermöglicht dieser Ansatz auch die Vergasung niederkalorischer Abfälle [Helsen 2010]. Bei der Plasmavergasung wird aus wirtschaftlichen Gründen üblicherweise Luft als Vergasungsmittel eingesetzt. Zur Vermeidung des Eintrags von Luftstickstoff in das Produkt-

gas (Erhöhung des Gasvolumenstroms) kommen in wenigen Fällen reiner Sauerstoff oder Wasserdampf als Vergasungsmittel zum Einsatz. Bei der Plasmavergasung zur thermischen Behandlung von Abfällen ist der nicht übertragene Lichtbogen die geläufigste Form der Plasmaerzeugung. Steht bei der Anwendung die Verglasung der Prozessrückstände im Vordergrund, wird auf übertragene Lichtbögen zurückgegriffen, welche einen hohen Wärmestrom in die Schlacke eintragen.

Die Plasmavergasung wird in zwei unterschiedlichen Konfigurationen umgesetzt: Bei einstufigen Verfahren werden die Abfälle mittels Plasma direkt vergast und aufgeschmolzen (Alter NRG, Europlasma, vgl. Kap. 3.3.1 und 3.3.2). Die durch das Plasma zugeführte, zusätzliche Prozessenergie richtet sich nach dem Abfallheizwert. Bei einigen Verfahrenskonzepten wird der Heizwert des Abfalls zur Verringerung der Energiekosten durch Zugabe eines weiteren Energieträgers (Kohle, Koks) erhöht. Aufgrund der dennoch vergleichsweise hohen Energiekosten zielen diese Verfahren tendenziell auf die Behandlung kleiner Abfallströme mit hohem Schadpotential (Asbest, Filterstäube, Krankenhausabfälle). [Helsen 2010]

Mit dem Ziel, auch Siedlungsabfälle wirtschaftlich mit Plasmaverfahren behandeln zu können, werden von einigen Herstellern zweistufige Verfahren angeboten (Plasco Energy, Advanced Plasma Power, Europlasma, vgl. Kap. 3.3). In der ersten Stufe findet die Vergasung des Abfalls in einem „konventionellen“ Reaktor, beispielsweise auf einem Rost, statt. Die hier entstehenden Prozessgase werden in einer zweiten Stufe mittels Plasma nachbehandelt. Angesichts der Verfahrenskonstellation sind diese Varianten der Plasmavergasung eigentlich als Gasaufbereitungsstufe einzuordnen, um das entstehende Gas in einem Folgeprozess einer höherwertigen Nutzung (Gasmotor) zuführen zu können. Je nach Verfahren werden auch die Vergasungsrückstände in einem Plasmakonverter eingeschmolzen. Laut Herstellerangaben können durch die in zwei Stufen ausgeführte Plasmavergasung gegenüber einstufigen Verfahren erhebliche Einsparungen beim Energieverbrauch erreicht werden. [Helsen 2010]

2.3.2 Verölnungsverfahren

2.3.2.1 Grundlagen

Ziel der Verölnungsverfahren ist es, aus Abfall- oder Biomassefraktionen im direkten Prozess normgerechte Kraftstoffe oder mit Rohöl oder Gasöl (Diesel/Heizöl) vergleichbare Zwischenprodukte herzustellen. Verfahren zur Erzeugung von Synthesegas und anschließender Synthese zu Ölen werden an dieser Stelle nicht betrachtet.

Für die Möglichkeiten zur Verölung von Abfallfraktionen spielt die chemische Zusammensetzung eine entscheidende Rolle. Das Zielprodukt besteht aus Kohlenwasserstoffketten, vereinfacht ausgedrückt $(-CH_2-)_n$. Inputmaterialien mit einer vergleichbaren Zusammensetzung sind Polyolefine. Andere Kunststofffraktionen und Biomassen besitzen einen erhöhten Anteil an Heteroatomen (Sauerstoff, Stickstoff, Schwefel, Chlor), die die Bildung von reinen CH_2 -Ketten im direkten Prozess verhindern oder zumindest deren Anteil im Produkt deutlich verringern.

Polyolefine können durch thermische Spaltung direkt in entsprechend kurzkettenige Paraffine und Olefine gespalten werden. Hohe Temperaturen ($> 600\text{ °C}$) und kurze Verweilzeiten bevorzugen die Bildung von kurzkettenigen Kohlenwasserstoffen, niedrige Temperaturen (ca. 400 °C) und lange Verweilzeiten die Bildung von längerkettenigen Kohlenwasserstoffen. Ohne eine Sättigung mit Wasserstoff neigen Olefine zur Polymerisation und besitzen daher eine schlechte Alterungsstabilität. [Franz 2008]

Die Reaktionspfade bei der Zersetzung von heteroatomreichen Inputfraktionen wie beispielsweise Biomassen sind sehr viel komplexer. Zur Produktion von hochwertigen Ölen ist eine weitgehende Abspaltung von Heteroatomen zwingend erforderlich. Darüber hinaus liegt das Verhältnis von Wasserstoff- zu Kohlenstoffatomen bei Biomassen mit 1,4 deutlich unter dem des Zielprodukts, der Kohlenwasserstoffe (Verhältnis H/C ca. 2). In Gegenwart von Wasserstoff

oder wasserstoffübertragenden Medien kann die Umwandlung zu Kohlenwasserstoffen erfolgen. Neuere Technologien erheben den Anspruch im Direktverfahren lediglich durch den Einsatz von Katalysatoren Kohlenwasserstoffe mit einer hohen Produktqualität erzielen zu können. Durch wissenschaftliche Untersuchungen konnte dies bisher nicht bestätigt werden. [Behrendt 2006]

Sollen die Produktöle als Kraftstoff eingesetzt werden, müssen sie den Anforderungen der jeweiligen Normen genügen. Für Dieselmotoren ist dies die DIN EN 590, für Ottomotoren die DIN EN 228.

2.3.2.2 Verfahrensansätze

Die Verfahrensansätze zur Direktverflüchtung lassen sich grob in folgende Prinzipien gliedern:

- Druck-Hydrierung
- Depolymerisation
- Solvolyse:
 - Organische Lösungsmittel
 - Lösungsmittel Wasser (Hydrolyse)
- Kombinationen dieser Verfahren

Alle Verfahren arbeiten mit einer flüssigen Phase im Reaktor. Die flüssige Phase soll eine gute Mischbarkeit und ein schnelles Aufheizen der Inputmaterialien ermöglichen.

Bei der Druckhydrierung erfolgt die Umsetzung von Inputmaterialien mit dem Ziel, gesättigte und heteroatomarme Produkte zu erzeugen. Drücke liegen in der Regel bei 100 bis zu mehreren hundert bar. Die Reaktionstemperaturen liegen zwischen 300 und 450 °C. Der Einsatz von Wasserstoff als Hydrierungsmittel führt zu einer vergleichsweise hohen Produktqualität bei gleichzeitig hohem Aufwand.

Bei der Depolymerisation handelt es sich im Wesentlichen lediglich um eine thermische Zersetzung der Inputmaterialien. Ein anfangs zugegebenes „Anfahröl“ soll während des Prozesses nicht oder nur in dem Maße umgesetzt werden, wie es in-situ im Prozess neu gebildet wird. Die Verfahren werden zwischen 250 und 420 °C bei geringen Unterdrücken betrieben. Aktuell auf dem Markt angebotene und im Rahmen dieser Studie behandelte Verfahren arbeiten nach dem Prinzip der Depolymerisation (vgl. Kap.3.4).

Im Falle der Solvolyse nimmt ein Lösungsmittel an der Reaktion teil. Als Lösungsmittel werden organische Verbindungen (z.B. Öle, Ethylen-Glykol oder Wasser-Phenol) und/oder Wasser eingesetzt, das saure, neutrale oder basische pH-Werte aufweisen kann. Als Reaktionsparameter werden ebenfalls Temperaturen zwischen 300 und 450 °C und Drücke von bis zu 200 bar angegeben. [Behrendt 2006, Tukker 1999]

2.3.3 Hydrothermale Verfahren

Die Hydrothermale Karbonisierung wurde bereits zu Beginn des letzten Jahrhunderts von Bergius entdeckt [Glasner 2001]. Der Einsatz des Verfahrens zur Abfallbehandlung ist jedoch erst in den letzten Jahren in den Fokus geraten und geht auf die Arbeiten von Prof. Antonietti am Max-Planck-Institut in Potsdam zurück [Röthlein 2006]. Basierend auf diesen Untersuchungen ist ein regelrechter Boom um das Thema entstanden. Viele Forschungseinrichtungen und auch eine ganze Anzahl von Firmen arbeiten auf diesem Gebiet.

Durch die Hydrothermale Karbonisierung können biogene Materialien, wie Pflanzenreste, Bioabfall oder Klärschlamm, in ein kohlenstoff- und heizwertreicheres Karbonisat überführt werden (vgl. Abbildung 2.7). Die Behandlung der Biomasse erfolgt in wässriger Phase, bei Verweil-

zeiten von 2-16 Stunden, Temperaturen zwischen 170 und 250 °C und einem ausreichend hohen Druck (10-40 bar), um den flüssigen Aggregatzustand aufrechtzuhalten. Dem Reaktionsgemisch wird häufig Zitronensäure zugesetzt, die meist als Katalysator bezeichnet wird.



Abbildung 2.7: Hydrothermale Karbonisierung. Links: Edukt; Mitte: Produkt; rechts: (anderes) Produkt vergrößert [Ramke 2011, Wallmann 2011].

Neben dem Wunschprodukt Karbonisat entstehen Permanentgase (zu 5-10 Gew-%) und ein Abwasser (5-15 Gew-%). In der Abluft sind, abhängig vom Einsatzstoff, meist signifikante Mengen an Schwefelwasserstoff enthalten. Auch Kohlenmonoxid, Methan und weitere flüchtige Kohlenwasserstoffe sind vorhanden, so dass eine Abluftreinigung unerlässlich ist. Vorgeschlagen werden hierzu Aktivkohlefilter. [Serfass 2014]

Das Abwasser hat einen sauren pH-Wert (3,5-6,5) und ist mit sehr hohen Organikfrachten beladen. Typische CSB-Werte liegen zwischen 30.000 und 100.000 mg/l. Das CSB-BSB₅-Verhältnis liegt dabei zwischen 2 und 2,5, d.h. es liegt refraktärer, also nicht biologisch abbaubarer CSB vor, der bei der Abwasserreinigung entsprechende Probleme bereitet. Auch die Stickstoffbelastung erfordert mit Werten bis zu 5.000 mg/l eine Behandlung des Abwassers. [Serfass 2014]

Neben der Hydrothermalen Karbonisierung existieren die Verfahren der Hydrothermalen Verflüssigung (HTU, Hydrothermal Upgrading) und Hydrothermalen Vergasung. Allerdings zielen dies Prozesse nicht auf die Produktion eines Karbonisates sondern auf die Erzeugung flüssiger bzw. gasförmiger Energieträger. Die charakteristischen Parameter der hydrothermalen Verfahren sind Tabelle 2.1 zu entnehmen.

Tabelle 2.1: Grundlegende Prozessparameter der hydrothermalen Verfahren, verändert und ergänzt nach [Clemens 2011, Klemm 2009, EEK 2011].

	Hydrothermale Karbonisierung	Hydrothermale Verflüssigung	Hydrothermale Vergasung	Vapothermale Karbonisierung
Reaktionsmittel	Wasser, flüssig	Wasser, flüssig	Wasser, überkritisch	Sattdampf
Temperatur	170 - 250 °C	250 - 350 °C	600 - 700 °C	180 - 250°C
Druck	10 - 40 bar	50 - 200 bar	250 - 300 bar	16 - 42 bar
VWZ	2 - 16 h	10 - 15 min	1 - 5 min	3 h
Additiv/Kat	Citronensäure, FeSO ₄	Alkalicarbonate, Alkalihydroxide	meist ohne	Ohne
Hauptprodukt	Karbonisat	Phenolreiche ölige Flüssigkeit	H ₂ , CO ₂ , CH ₄	Karbonisat
Produkt-abtrennung	Entwässerung Trocknung	Phasentrennung Hydrophil - hydrophob	Phasentrennung gasförmig - flüssig	Trocknung

Ein weiteres in der Entwicklung befindliches Verfahren zur Verkohlung von Biomassen ist die Vapothermale Karbonisierung (VTC). Großer Unterschied zur HTC ist der Einsatz von Sattedampf anstelle von flüssigem Wasser. Die grundlegenden Prozessparameter sind ebenfalls Tabelle 2.1 zu entnehmen. Als Vorteile gegenüber der Hydrothermalen Karbonisierung werden eine bessere Energieeffizienz (keine Wasseraufheizung) und Vorteile bei der Verfahrensführung (keine Entwässerung) genannt. [EEK 2011] Ein weiterer Unterschied zur HTC ist der Einfluss auf den Aschegehalt.

Während der Aschegehalt durch Auswaschen wasserlöslicher Salze bei der HTC abnimmt, steigt er bei der VTC an, da der Organikanteil des Substrates bei der Behandlung abnimmt, die Asche jedoch nicht beeinflusst wird. Wie bei den HTC-Verfahren entstehen auch hier belastete Abluft (H_2S , CO, VOC) und stark verschmutztes, saures Abwasser mit CSB-Werten bis zu 300.000 mg/l. [Spantig 2010, Serfass 2014]

3 Relevante alternative thermische Verfahren zur Behandlung von Abfällen

In diesem Kapitel werden jene Verfahren beschrieben und diskutiert, die über eine funktionsfähige Analgentechnik verfügen und dies durch entsprechenden großtechnischen Langzeitbetrieb bereits nachgewiesen haben.

Außerdem werden auch in der Entwicklung befindliche Prozesse besprochen, deren Markteintritt in Kürze möglich erscheint. Im letzteren Fall konnten allerdings nur solche Verfahren berücksichtigt werden, deren Anbieter entsprechende Daten und Informationen zur Verfügung gestellt haben.

3.1 Pyrolyse

Befürworter des Einsatzes von Pyrolyseverfahren zur Behandlung von Restabfällen postulieren verschiedene Vorteile der pyrolytischen Behandlung, vor allem im Vergleich zur Abfallverbrennung. Folgende Vorzüge werden angeführt [Lamers 2013]:

- Pyrolyseöl und -gas können in direkten Kraftmaschinen (Gasturbinen, Verbrennungsmotoren) effizienter energetisch genutzt werden.
- Aus dem Pyrolysekoks sind die Metalle leichter und höherwertiger zurückzugewinnen; auch eine Gewinnung und Nutzung des Rußes („Carbon Black“) wird als nutzbringend angesehen.
- Niedrigere Emissionen

Der Nachweis dieser technologischen Vorteile im langzeitstabilen Betrieb steht jedoch noch immer aus. Konkrete Informationen zu (Langzeit-)Betriebserfahrungen und der Wirtschaftlichkeit bei Verfahren der Abfallpyrolyse sind in der Literatur kaum zu finden. Dagegen kam es bei vielen Umsetzungsversuchen zu Problemen. Grundsätzlich sind bei den Pyrolyseverfahren die im Folgenden aufgeführten Punkte als problematisch zu bewerten [California 2007, Lamers 2013]:

- Reaktoren und Prozessführung erfordern i.A. eine hohe Aufbereitungstiefe, mit entsprechenden Vorbehandlungskosten.
- Die erzeugten Pyrolysegase enthalten hohe Konzentrationen an Teeren, welche die energetische Nutzung erschweren.
- Die Vermarktung des erzeugten Kokes gestaltet sich aufgrund der niedrigen Koksqualitäten als schwierig.
- Die komplexe Anlagentechnik erfordert hohe Wartungsaufwendungen.
- Bei einigen Verfahren werden fossile Energieträger zur Beheizung benutzt.

Im Folgenden sind die auf der Pyrolysetechnik beruhenden Verfahren erläutert, die nach den erläuterten Auswahlkriterien (vgl. Kapitel 1.4) als relevant für den Stand der Technik angesehen werden können.

3.1.1 Pyrolyse als Teilschritt von Verbrennungs-Schmelzverfahren

Kennzeichen der im Folgenden erläuterten Verfahren ist der Einsatz einer Pyrolysestufe im Rahmen eines Hochtemperaturprozesses, bei dem sowohl das erzeugte Pyrolysegas als auch der Koks – häufig nach Abtrennung der metallischen Wertstoffe – gemeinsam oberhalb der Schmelztemperatur der Schlacke verbrannt werden. Die Schlacke fällt als verglastes Produkt mit günstigeren Eluatwerten an.

3.1.1.1 IHI Pyrolysis Gasification and Melting System

Die Firma Ishikawajima-Harima Heavy Industries entwickelte ein Verfahren, das eine Pyrolysestufe zur Behandlung von Siedlungsabfall in einer außenbeheizten Drehtrommel mit einer Hochtemperaturverbrennung kombinierte. Das Unternehmen betrieb um 2000 eine Pilotanlage mit 20 Mg/d Durchsatz.

Technologie

Das folgende Bild (Abbildung 3.1) zeigt ein Schema des Verfahrens. Der Abfall wird zunächst geschreddert, dann getrocknet und in die Pyrolysetrommel überführt. Das Pyrolysegas wird gemeinsam mit dem abgetrennten Pyrolysekoks in einen Oberflächen-Schmelzofen verbracht, dem eine horizontale Brennkammer nachgeschaltet ist. Ein Abhitzekessel und eine Gasreinigung komplettieren den Prozess.

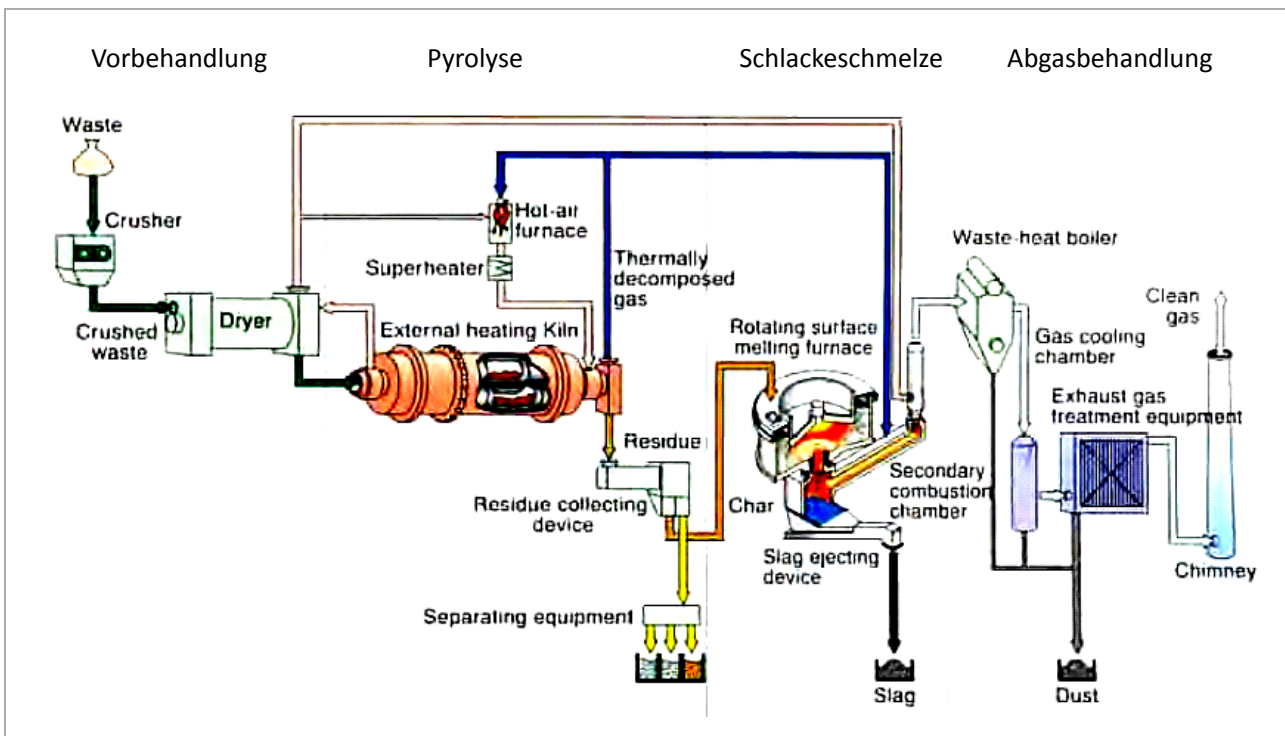


Abbildung 3.1: Schema des IHI Pyrolysis Gasification and Melting Systems [ISWA 2000].

Entwicklungsstand

Eine technische Anlage mit 2 Linien à 65 Mg/d wurde 2003 an die Stadt Chita übergeben. Es scheint, dass dieses Verfahren zurzeit nicht weiterverfolgt wird.

3.1.1.2 Siemens Schwel-Brenn-Prozess

Das Schwel-Brenn-Verfahren wurde vom Ingenieur Karl Kiener in Goldshöfe konzipiert und unter dem Namen Kiener-Pyrolyse bekannt. Es wurde von Siemens-KWU, basierend auf den Erfahrungen in der Kraftwerkstechnik, weiterentwickelt und vermarktet. Das Verfahren kombiniert eine Pyrolyse (Verschwelung) im Drehrohr mit einer Hochtemperaturverbrennung der Pyrolysegase und des abgetrennten Pyrolysekokes in einer Brennkammer. Neben Hausmüll, hausmüllähnlichen Gewerbeabfällen und Sperrmüll kann auch entwässertes oder getrockneter Klärschlamm thermisch behandelt werden. Ziel war, die Abfälle nahezu rückstandsfrei in verwertbare Sekundärrohstoffe und nutzbare Energie umzuwandeln.

Technologie

Das Verfahrensschema und -fließbild einer Schwel-Brenn-Anlage ist in Abbildung 3.2 und Abbildung 3.3 dargestellt.

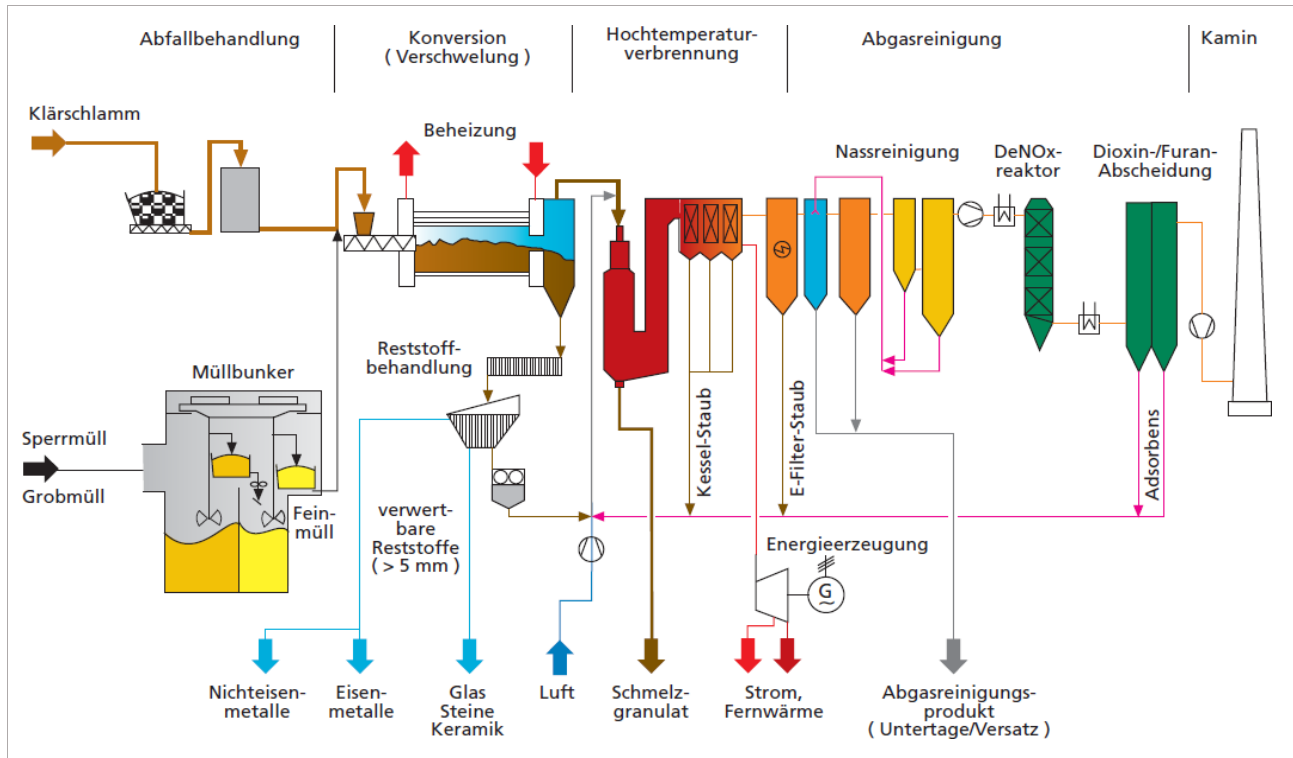


Abbildung 3.2: Verfahrensschema des Schwel-Brenn-Verfahrens am Beispiel der Anlage Fürth [Siemens AG, zitiert in Thomé 1998].

[Siemens AG, zitiert in Thomé 1998].

Das Verfahren wird im Folgenden am Beispiel der Anlage in Fürth beschrieben.

Nach der Annahme wird der Restabfall zunächst auf eine Kantenlänge kleiner 150 mm zerkleinert. In der Schwel-Brenn-Anlage können auch entwässerte oder getrocknete Schlämme behandelt werden. Entwässerter Schlamm wird separat auf über 90 % TR getrocknet. Als Heizmedium steht Niedertemperaturdampf aus dem Wasser-Dampf-Kreislauf der Schwel-Brenn-Anlage zur Verfügung. Das Trockengranulat kann direkt im Schwelprozess eingesetzt werden.

Das Feinmüll-Klärschlamm-Gemisch wird in einer innenbeheizten, sich langsam drehenden Trommel (Abbildung 3.4) homogenisiert und in sauerstoffarmer Atmosphäre auf etwa 450 °C erhitzt. Zur Beheizung dienen in der Trommel angeordnete Rohre, die im Gegenstrom zum Abfall von Heizgas durchströmt werden. Die Verweildauer des Abfalls in der Trommel beträgt etwa eine Stunde. Bei der Pyrolyse bilden sich brennbares Pyrolysegas und ein trockener, kohlenstoffhaltiger Reststoff.

Das Pyrolysegas wird direkt der Hochtemperaturbrennkammer zugeführt. Der feste Reststoff aus der Pyrolyse wird in eine Grobfraction > 5 mm und in eine kohlenstoffhaltige Feinfraction < 5 mm aufgetrennt. Aus der Grobfraction werden mit Magnetscheidern und Wirbelstromscheidern Eisen- und Nichteisenmetalle abgeschieden. Übrig bleibt ein Gemisch aus Glas, Steinen und Keramik, das nach Angaben des Verfahrensanbieters vermarktet werden kann. Die kohlenstoffhaltige Feinfraction wird auf eine Korngröße < 1 mm gemahlen.

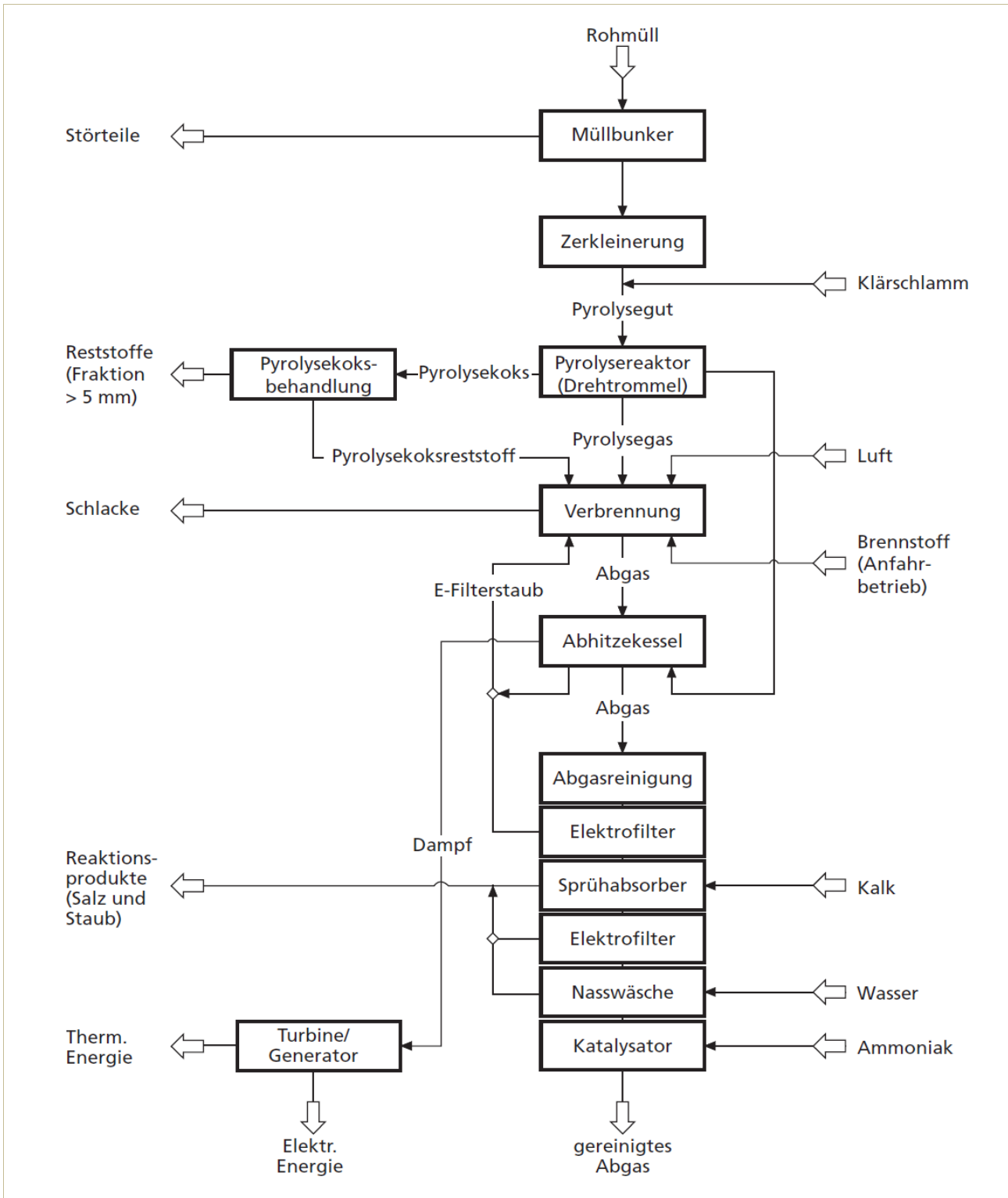


Abbildung 3.3: Verfahrensschema des Schmelz-Brenn-Verfahrens der Siemens AG [Bischofsberger, zitiert in: Heil 1990, bearbeitet].

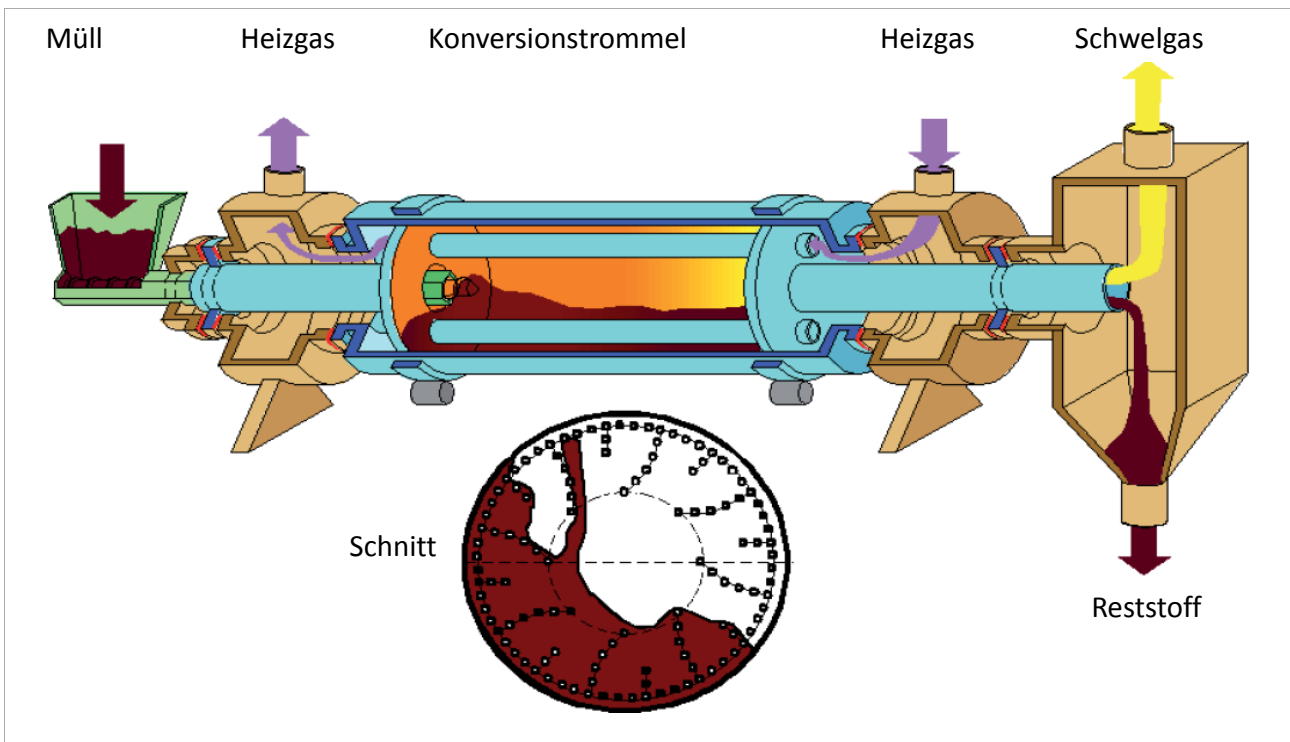


Abbildung 3.4: Konversionstrommel des Schwel-Brenn-Verfahrens [Siemens AG, zitiert in Thomé 1998].

Der kohlenstoffhaltige Feinreststoff wird zusammen mit dem Pyrolysegas bei Temperaturen über 1.300 °C verbrannt. Diese Temperatur liegt etwa 150 °C über dem Ascheerweichungspunkt der nicht brennbaren Anteile. Es bildet sich eine flüssige Schmelze, die in ein Wasserbad abgezogen wird und zu Schmelzgranulat erstarrt.

Die Flugstäube aus dem Abhitzekeessel und dem Elektrofilter sowie das schadstoffbeladene Adsorbens aus der Feinreinigungsstufe der Abgasreinigung werden ebenfalls in der Hochtemperaturbrennkammer verbrannt bzw. eingeschmolzen. Der Wärmeinhalt der heißen Abgase wird im Abhitzekeessel auf den Wasser-Dampf-Kreislauf übertragen. Mit der Entnahmekondensations-turbine und dem Generator kann Strom erzeugt oder Dampf (Fernwärme, Prozessdampf) angekoppelt werden. Die Abgasreinigungsanlage besteht aus Elektrofilter, Nasswäscher, SCR-Reaktor und Feinreinigungsstufe (Herdofenkoks-Festbettfilter). Letztere bewirkt die Abscheidung von Dioxinen und Furanen sowie auch der Reste an Chlorwasserstoffen, Schwefeldioxid und verschiedener Schwermetalle. [Thomé 1998]

Betriebsparameter

In Tabelle 3.1 sind wesentliche technische Daten und Betriebsparameter der Anlage in Fürth zusammengestellt.

Tabelle 3.1: Technische Daten und Betriebsparameter der Anlage in Fürth [Siemens AG 1996].

Parameter	Wert	Parameter	Wert
Anzahl der Linien	2	Prozesstemperatur	450 °C
Kapazität	100.000 Mg/a	Beheizung: indirekt mit Erdgas im Gegenstrom	
Heizwert	8,4 - 10 MJ/kg	Brennkammer (gekühlt)	
Bruttowärmeleistung	51,3 MW	Durchmesser	etwa 3,5 m
el. Bruttoleistung	etwa 12 MW	Höhe	etwa 10 m
Wirkungsgrad	etwa 23 %	Prozesstemperatur	etwa 1.300 °C

Konversionstrommeln (jeweils 2 pro Linie)		Abhitzekessel	
Durchsatz	je 5 Mg/h	Dampfdruck	40 bar
Länge	etwa 21 m	Dampftemperatur	400 °C
Durchmesser	etwa 2,5 m	Dampfmassenstrom	59,8 Mg/h
Gewicht	etwa 120 Mg		

Reststoffe

Die Eisen- und Nichteisenmetalle sind aufgrund der in der Konversionstrommel herrschenden Bedingungen nach Angaben des Verfahrensanbieters sauber, trocken und nicht oxidiert. Auf Metallen aufgetragene Farben oder Kunststoffbeschichtungen werden durch den Pyrolyseschritt entfernt. Die Nichteisenmetallfraktion besteht laut Anbieter, je nach Abfallzusammensetzung, zu etwa 70 % bis 80 % aus Aluminium, der Rest sind Kupfer und andere Buntmetalle.

Die Fraktion aus Glasbruch, Steinen und Keramikscherben fällt aufgrund der Bedingungen in der Konversionstrommel ebenfalls hygienisiert und trocken an.

Das in der Hochtemperaturbrennkammer erzeugte Schmelzgranulat ist ein glasartiges, lava-ähnliches Produkt (vgl. Abbildung 3.5). Sowohl das Schmelzgranulat als auch die Fraktion Glas/Steine/Keramik erfüllen laut Anbieter die von der Länderarbeitsgemeinschaft Abfall (LAGA) aufgestellten Zuordnungswerte Z 1.1 gemäß den „Anforderungen an die stoffliche Verwertung von mineralischen Reststoffen/Abfällen“ und können als Kies- und Sandersatz in der Bauindustrie und als Dämmmaterial in Form von Schaumglas und Mineralwolle verwertet werden. [Thome 1998]



Abbildung 3.5: Schmelzgranulat aus dem Siemens Schwel-Brenn-Prozess (eigene Aufnahmen).

Kosten und Entwicklungsstand

Von 1988 bis 1996 wurde in Ulm-Wiblingen eine Demonstrationsanlage nach dem Siemens Schwel-Brenn-Verfahren betrieben. 1997 wurde in Fürth eine großtechnische Anlage mit einer Kapazität von 100.000 Mg/a in Betrieb genommen, die nach schwerwiegenden Betriebsproblemen 1999 wieder stillgelegt wurde. Das Verfahren wird im deutschsprachigen Raum nicht mehr angeboten.

Tabelle 3.2: Technische Daten und Betriebsparameter der Anlage in Fürth [Siemens AG 1996].

Standort	Kapazität	Betrieb
Ulm-Wiblingen	4 Mg/d (1 Linie) (Demonstrationsanlage) Hausmüll, hausmüllähnlicher Gewerbeabfall, Sperrmüll, Klärschlamm, Sonderchargen (z.B. Autoschredder)	Inbetriebnahme Pyrolyse 1984 Inbetriebnahme Schwel-Brenn 1988 Stilllegung 1996
Fürth	100.000 Mg/a (2 Linien) (großtechnische Anlage) Hausmüll, hausmüllähnlicher Gewerbeabfall, Sperrmüll, Klärschlamm	Errichtung 1994-1997 Inbetriebnahme 1997 1999 außer Betrieb genommen
Neubrandenburg	150.000 Mg/a (2 Linien) Hausmüll, Gewerbeabfall, Sperrmüll, Klärschlamm, Sonderabfälle	Inbetriebnahme war für 2004 geplant
Thun (Schweiz)	150.000 Mg/a (2 Linien) Hausmüll, Gewerbeabfall, Sperrmüll, Klärschlamm	Inbetriebnahme war für 2002 geplant

Für eine Schwel-Brenn-Anlage mit einer Behandlungskapazität von 160.000 Mg Siedlungsabfall pro Jahr mit einem Heizwert von 10 MJ/kg wurden in Abhängigkeit von den standortspezifischen Randbedingungen die Entsorgungskosten auf etwa 235 DM/Mg veranschlagt. [Thomé 1998]



Abbildung 3.6: Schwel-Brenn-Anlage in Fürth [Siemens AG, zitiert in Thomé 1998].

3.1.1.3 MES R21

Das Siemens Schwel-Brenn-Verfahren wurde seit 1991 von der japanischen Mitsui Engineering and Shipbuilding Co. Ltd., Tokio (MES) – früher Mitsui Babcock – in Lizenz vertrieben. Mitsui baute und betrieb von 1994 bis 2000 in Yokohama und Chiba je eine 1 Mg/h Demonstrationsanlage. Die erste kommerzielle Anlage war das Yame Seibu Clean Center, das mit 2 Linien à 110 Mg/d im März 2000 in Betrieb genommen wurde.

Technologie

Das Verfahren (vgl. Abbildung 3.8 und Abbildung 3.9) akzeptiert Abfall mit einer maximalen Stückgröße von 20 cm, daher wird im Allgemeinen dem Abfallbunker ein Schredder vorgeschaltet. Aus dem Bunker wird der Abfall per Kran in den Aufgabetrichter der Pyrolysetrommel gegeben.

Die Pyrolysetrommel ist mehr als 20 m lang, bei einem Innendurchmesser von über 3 m. Die Pyrolyse findet bei ca. 450 °C statt. Die Trommel wird über ein innenliegendes Rohrsystem (siehe Abbildung unten) mit Heißluft von 520 °C beheizt. Die Luft wird im ersten Zug des Kessels nach der Brennkammer erhitzt. Die Verweilzeit des Abfalls in der Trommel beträgt 1-2 Stunden.

Das Pyrolysegas wird nach dem Verlassen der Pyrolysetrommel ohne weitere Behandlung in eine Brennkammer geleitet und oxidiert. Der feste Rückstand gelangt über eine Magnet- und eine Wirbelschichtabscheidung zur Rückgewinnung der Metalle in eine Windsichtanlage, in der der Pyrolysekoks abgetrennt und ebenfalls in die Brennkammer gefördert wird.

Die Brennkammer wird bei 1.350 °C betrieben. Die Rauchgase werden zur Energierückgewinnung in einen Kessel geleitet, dem eine üblicherweise (halb)trockene Gasreinigung nachgeschaltet ist. In der Anlage in Koga ist der sog. Neutrec®-Prozess umgesetzt, eine trockene Gasreinigung mit NaHCO₃ als Neutralisationsmittel.



Abbildung 3.7: Pyrolysetrommel von außen (links) und Anordnung der dampfbeheizten Rohre im Inneren der Pyrolysetrommel (rechts) in der MES R21 Anlage Toyohashi [MITSUI 2004].

Das folgende Fließbild (Abbildung 3.8) mit Erklärung des gesamten Prozessablaufs zeigt die Ausführung des Verfahrens, wie es in Toyahashi gebaut wurde, wo in zwei Linien jeweils 200 Mg/d Abfall behandelt werden. In Abbildung 3.9 ist die gleiche Anlage als dreidimensionale Illustration dargestellt. Abbildung 3.10 zeigt Fotos der Anlagen in Koga und Toyohashi.

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

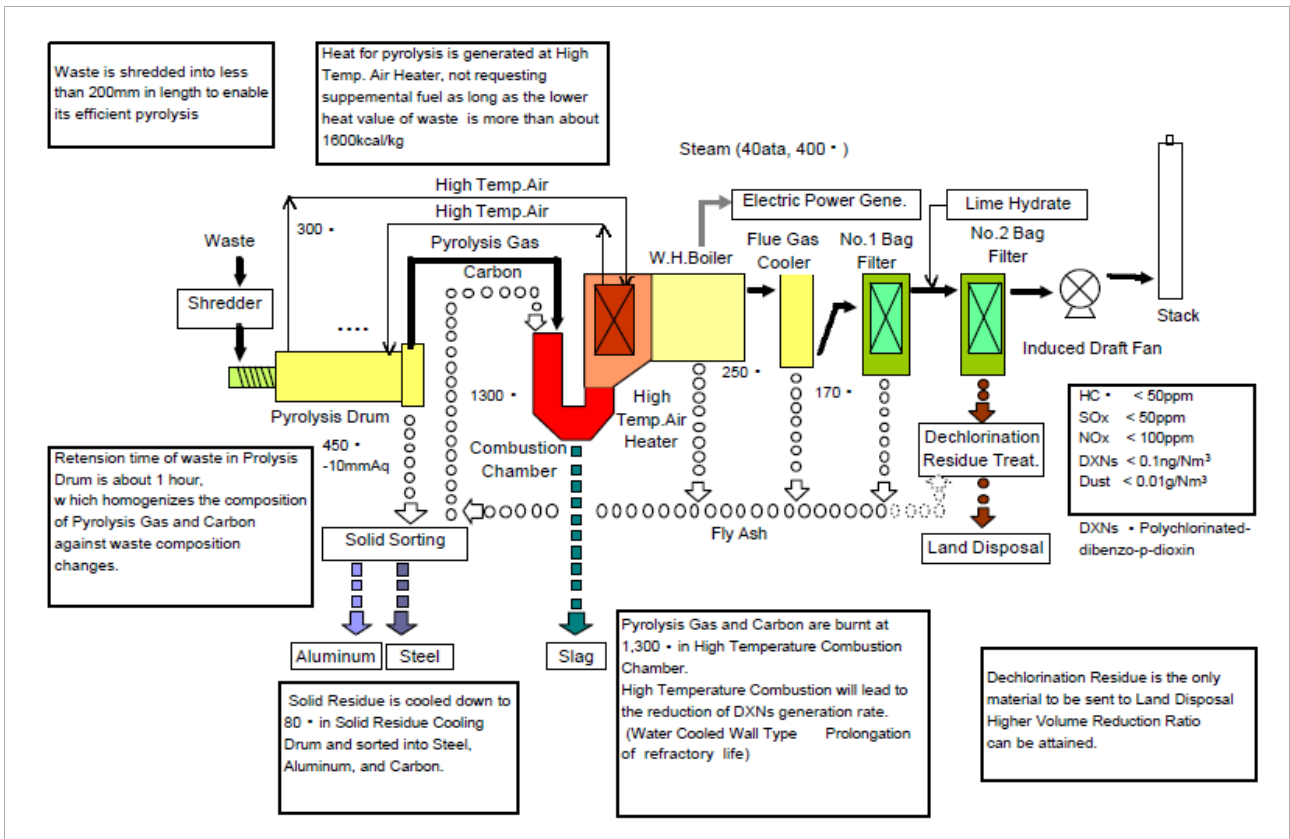


Abbildung 3.8: Fließbild mit Verfahrenserläuterungen der MES R21 Anlage in Toyahashi [MITSUI 2004].

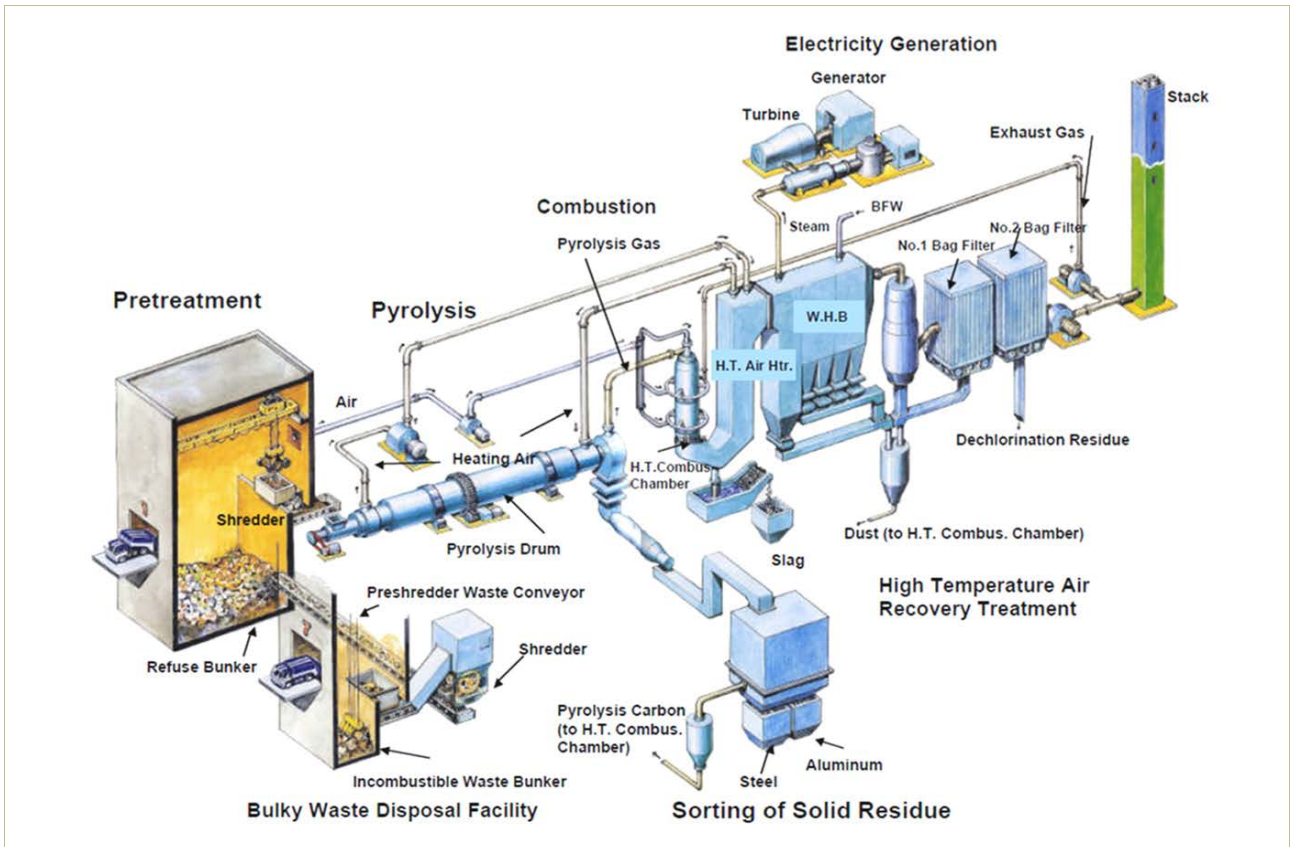


Abbildung 3.9: Illustration der MES R21 Anlage in Toyahashi [MITSUI 2004].

Betriebsparameter

Als Beispiel für die Betriebsparameter des MES R21 Prozesses sind hier die Daten der Anlage in Koga aufgeführt, die zwischen November 2000 und März 2003 errichtet wurde.

Tabelle 3.3: Betriebsdaten der MES R21Anlage in Koga.

Parameter	Wert	Parameter	Wert
Linien	2	Verbrennungstemperatur	1.300 °C
Durchsatz	2 x 130 Mg/d	Dampfdruck	4 MPa
Verfügbarkeit	300 d/a pro Linie	Dampftemperatur	400 °C
Länge der Pyrolysetrommel	23 m	Strom	4.5 MW
Innendurchmesser Trommel	3,1 m	Wirkungsgrad	≈ 15 %
Pyrolyseverweilzeit	1-2 h	Eigenverbrauch	1.8/0.7 MW
Pyrolysetemperatur	450 °C	Stromexport	≈ 2 MW
Heißlufttemperatur	520 °C		

Emissionen und Reststoffe

In Japan waren 2009 noch Genehmigungswerte üblich, die deutlich oberhalb der EU-Grenzwerte lagen. Für die Koga Anlage wurden als Genehmigungswerte genannt:

- Staub: 20 mg/m³
- HCl: 100 ppm
- SO₂: 100 ppm
- NO_x: 100 ppm
- Dioxine: 0,05 ng(I-TEQ)/m³

Gemessene Werte wurden nicht mitgeteilt. Für die Anlage Yame Seibu wurden für das Jahr 2002 die folgenden mittleren Emissionsdaten veröffentlicht:

- Staub: < 10 ppm
- NO_x: 47 ppm
- Dioxine: 0,007 ng(I-TEQ)/m³

Pyrolyse-Verfahren sind besonders gut geeignet, Metalle aus den Reststoffen zurück zu gewinnen. Wie das Fließbild der R21-Anlage ausweist, besteht die Metallabtrennung aus dem Pyrolysereststoff aus einer Magnetabscheidung und einer Wirbelstromanlage. Eisenschrott und vor allem Aluminium werden verkauft. Die Inertfraktion aus der Pyrolyse und die Schlacke aus der Brennkammer können im Bauwesen verwertet werden, die Gasreinigungsrückstände werden entsorgt.

Kosten und Entwicklungsstand

Für die Anlage in Koga wurden im Jahr 2009 Investitionskosten von ca. 105 Mio. € angegeben. Für die Anlage Yame Seibu Clean Center gab Mitsui Betriebskosten von ca. 24 €/Mg an, was als nicht realistisch anzusehen ist. Wahrscheinlich beinhaltet dieser Wert nur die Kosten der Betriebsmittel.



Abbildung 3.10: Ansicht der MES R21 Anlagen in Koga (links) und Toyahashi (rechts) [MITSUI 2004].

Bis 2009 wurden in Japan 7 Anlagen mit 15 Linien und einem Gesamtdurchsatz von 1.840 Mg/d errichtet. Die größte Anlage mit einem Durchsatz von 2 x 20 Mg/h steht in Toyahashi und wurde 2004 in Betrieb genommen. Laut [Lamers 2013] wurden weltweit etwa 25 Anlagen mit einer Gesamtkapazität von weniger als 1 Mio. Mg/a errichtet. Die im Vergleich zu konventionellen Abfallverbrennungsanlagen höheren Investitions- und Betriebskosten haben dazu geführt, dass diese Technik offensichtlich zurzeit nicht weiter vermarktet wird.

3.1.1.4 Takuma Pyrolysis Melting System

Neben der Mitsui Engineering and Shipbuilding Systems Co. Ltd. erwarb auch die Takuma Co. Ltd. in Osaka im Jahr 1995 eine Lizenz des Schwel-Brenn-Verfahrens von Siemens.

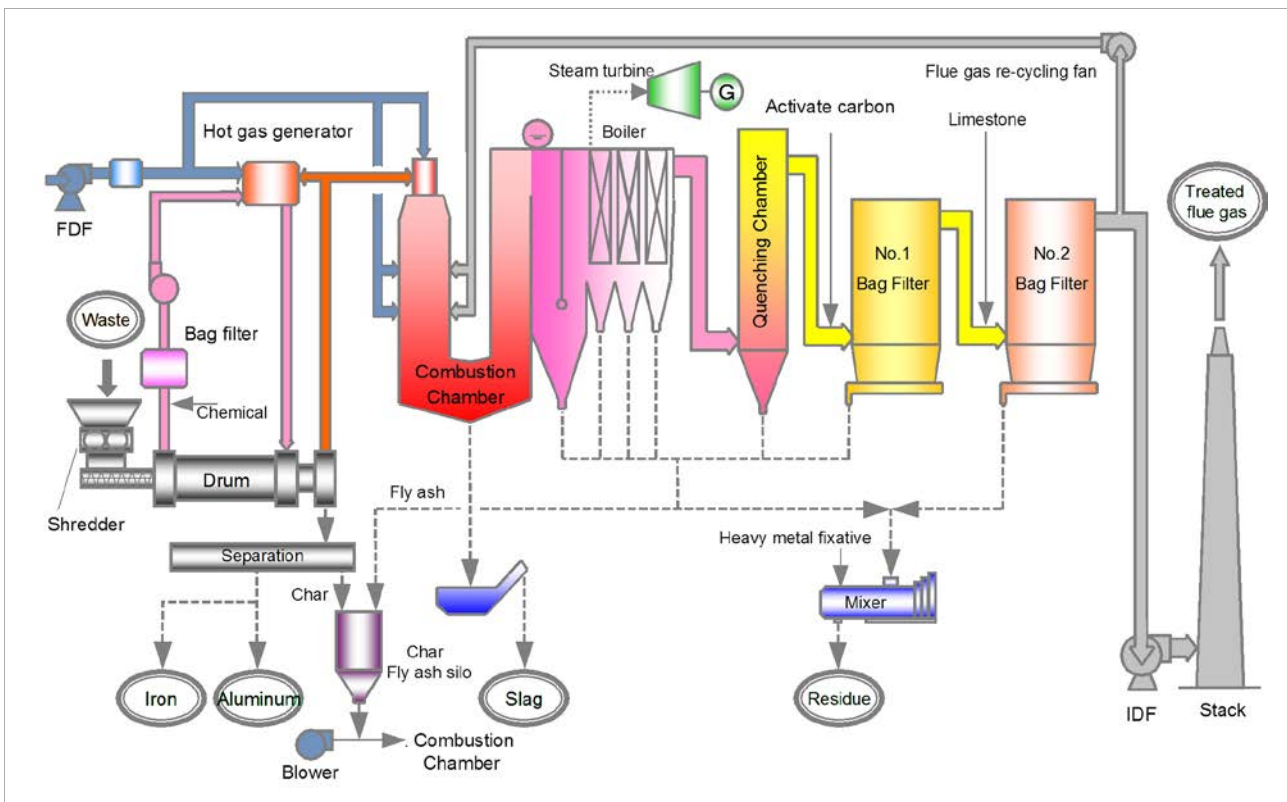


Abbildung 3.11: Fließbild Takuma Pyrolysis Melting System [Takuma 2014].



Abbildung 3.12: Foto einer Anlage nach dem Takuma Pyrolysis Gas Meltina System.

Technologie

Die Technologie ist der des MES R21 Verfahrens sehr ähnlich, wie das Fließbild in Abbildung 3.11 ausweist. Die Betriebsdaten dürften ebenfalls sehr vergleichbar sein und die Reststoffe werden wie dort behandelt.

Entwicklungsstand

Bis 2012 errichtete Takuma 5 Anlagen mit insgesamt 10 Linien und einer Gesamtkapazität von 776 Mg/d. Die letzte von Takuma errichtete Anlage wird seit 2012 in der Stadt Moriya, in der Präfektur Ibaraki betrieben (Kapazität 258 Mg/d, 3 Linien).

3.1.1.5 von Roll INOVA RCP-Verfahren

Die Firma von Roll INOVA entwickelte in den 1990er Jahren, als sich in Europa ein Trend zur Schlacke-Einschmelzung entwickelte, das Recycled Clean Products-(RCP)-Verfahren. Das Verfahren ist dreistufig ausgeführt und besteht aus Pyrolyse und Teilvergasung auf dem Rost, Feststoffverbrennung in einem Schmelzofen und einer zirkulierenden Wirbelschicht zum Gasausbrand und als Option einer Hochtemperatur-Schmelz-Redox-(HSR)-Schlackebehandlung. Das Ziel war eine weitestgehende Verwertung aller Inhaltstoffe des Abfalls. Im Jahr 1997 wurde eine RCP-Anlage an der Abfallverbrennungsanlage Bremerhaven errichtet.

Technologie

Das Verfahren ist so ausgelegt, dass es neben Siedlungsabfall auch Schlacken und Flugaschen aus der konventionellen Abfallverbrennung mitverarbeiten kann. Aus diesem Grunde wurde die erste Anlage mit einer Kapazität von 6 Mg/h und einer thermischen Leistung von 17,5 MW neben einer existierenden Abfallverbrennungsanlage in Bremerhaven, mit 3 Linien à 15 Mg/h Durchsatz errichtet. Das folgende Schema (Abbildung 2.1) zeigt die thermischen Kernkomponenten des RCP-Verfahrens, wie es in Bremerhaven realisiert wurde.

Der Abfall gelangt über eine Schleuse in eine Pyrolysekammer, die der Brennkammer einer konventionellen Rostfeuerung gleicht. Im vorderen Teil der Kammer wird Stickstoff eingedüst, im hinteren Teil Sauerstoff, um einen Teil der Pyrolysegase zu verbrennen und damit die für die Pyrolyse notwendige Energie zur Verfügung zu stellen. Es schließt sich ein Schmelzofen an, in dem durch erneute Sauerstoffeindüsung weiteres Pyrolysegas und gleichzeitig der Pyrolysekoks verbrannt werden. Die mit dem Koks anfallenden mineralischen Rückstände werden bei den entstehenden hohen Temperaturen eingeschmolzen. Im Schmelzofen ist zusätzlich ein Öl-brenner installiert.

Das etwa 1.400 °C heiße Abgas mit Restanteilen an Pyrolyse- und Synthesegas gelangt in eine mit Sand betriebene zirkulierende Wirbelschicht, wo sowohl Sauerstoff als auch Luft zugegeben werden, um einen kompletten Gasausbrand zu erreichen. Am Ausgang des zur Sandabtrennung eingesetzten Zyklons ist ein Fließbettkühler eingebaut, der einen Teil der Verbrennungswärme auf einen Wasser-Dampfkreislauf überträgt. Die Positionierung des Wärmeübertragers im Sandbett verhindert den direkten Kontakt des Apparates mit dem chlorhaltigen Abgas und erniedrigt so das Korrosionsrisiko. Der im Fließbettkühler abgekühlte Sand senkt die Tempera-

tur des aus dem Schmelzofen in die Wirbelschicht einströmenden Gases von ca. 1.400 auf 1.000 °C ab.

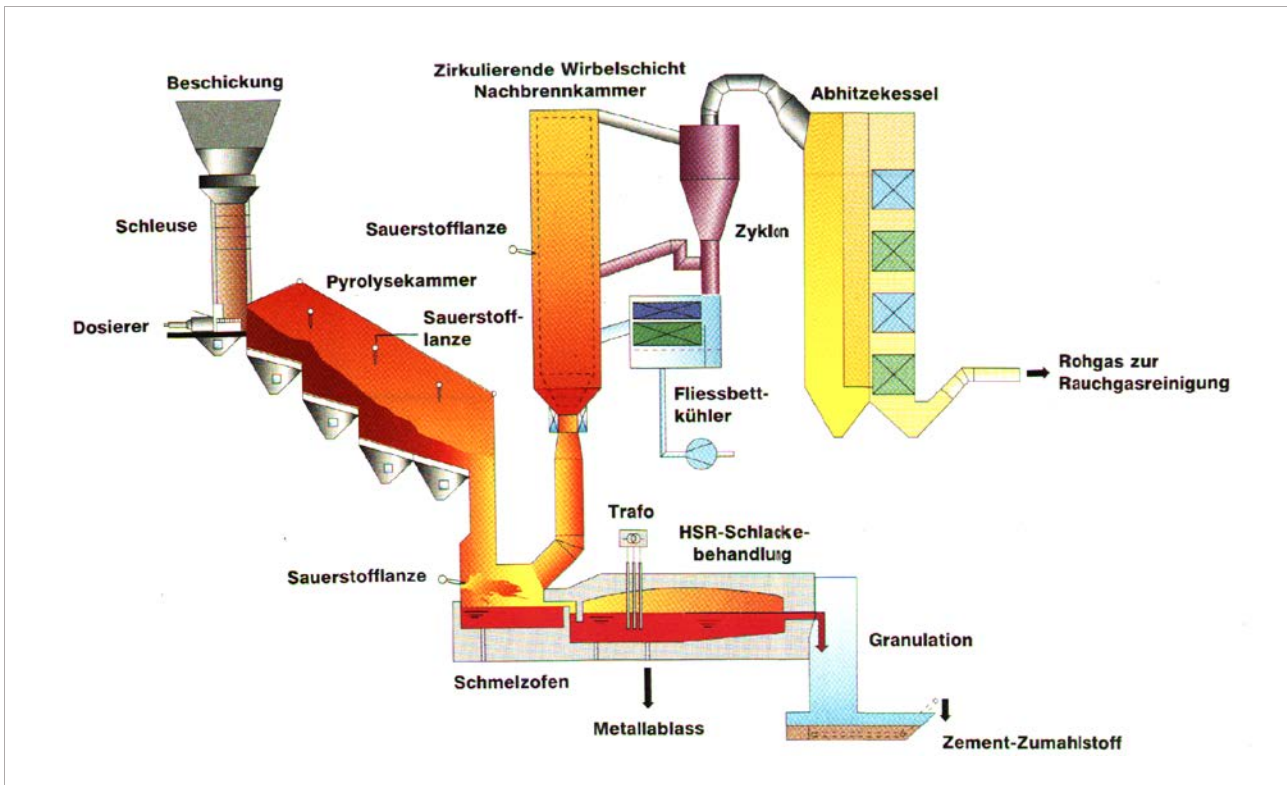


Abbildung 3.13: Fließbild des RCP-Verfahrens [von Roll 1999].

Dem Sand wird zur SO₂-Abscheidung aus dem Abgas Kalk zugegeben. Der sich als Reaktionsprodukt bildende Gips wird in der Sandaufbereitungsanlage abgetrennt. Außerdem ist eine SNCR-Anlage mit Ammoniak als Reagenz zur Entstickung integriert.

Das Abgas gelangt nach dem Zyklon in einen Dampfkessel, dem eine konventionelle Gasreinigung nachgeschaltet ist. In der Anlage Bremerhaven wurde das Abgas auf die Gasreinigungslinien von zwei Kesseln der Abfallverbrennungsanlage verteilt. Der Dampf wurde in den bestehenden Dampfkreislauf der MVA eingespeist.

Als Option wurde eine HSR-Schlackebehandlung (Hochtemperatur-Schmelz-Redox Verfahren) angeboten. Dieses System war auch in der Anlage in Bremerhaven eingebaut. Es handelt sich um eine widerstandsbeheizte Schmelzkammer, wie sie in der Glasindustrie gebräuchlich sind. Auch in die Schmelzkammer ist ein Ölbrenner eingebaut.

In der reduzierenden Atmosphäre und bei den hohen Temperaturen um 1.500 °C verdampfen die noch in der Schlacke enthaltenen flüchtigen Schwermetalle. Am Boden der Wanne wird eine Eisen-Kupferlegierung abgezogen.

Betriebsparameter

Die bekannt gewordenen Betriebsparameter sind in der folgenden Tabelle zusammengefasst.

Tabelle 3.4: Betriebsdaten der RCP-Anlage in Bremerhaven.

Anlagenparameter		Temperaturen	
Kapazität	6 Mg/h	Pyrolysetemperatur	900 °C
Thermische Kapazität	17,5 MW	Temperatur Schmelzofen	1.400 °C

Kessel Dampfdruck	40 bar	Temperatur HSR	1.500 °C
Dampf Temperatur	400 °C	Temperatur Wirbelschicht	1.000 °C

Bei einem Betriebstest über 90 Tage, der allerdings von vielen Unterbrechungen gekennzeichnet war, wurden die in Tabelle 3.5 aufgeführten Daten zu Einsatzmaterialien und Produkten ermittelt. Auch ein Wert für den Kesselwirkungsgrad wurde bei diesem Test bestimmt.

Tabelle 3.5: Daten aus einem Test der RCP-Anlage Bremerhaven.

Input und Hilfsstoffe		Produkte/Reststoffe	
Abfall	4 Mg/h	Cu/Fe-Legierung (87%/10%)	60 kg/h
Sauerstoff	4,274 Mg/h	Granulat	1,2 Mg/h
Stickstoff	1,010 Mg/h	Flugasche	190 kg/h
Luft	0,864 Mg/h	Rauchgas	18,19 Mg/h
Kalk	80 kg/h		
Sand	80 kg/h	Energieeffizienz	
Elektroden-Graphit	25 kg/h	Kesselwirkungsgrad	70 %

Emissionen und Reststoffe

Das Rauchgas wurde in die Rauchgasreinigung der Abfallverbrennungsanlage zugegeben und hält alle gesetzlichen Auflagen ein.

Als Reststoffe bzw. Produkte fallen die aus der HSR-Schlackebehandlung abgezogene Metalllegierung und das in einem Wasserbad gequenchte Schlackegranulat an. Die Metalllegierung besteht hauptsächlich aus Eisen und Kupfer. Der Eisenanteil kann durch Erhöhung des Sauerstoff-Partialdrucks in der HSR-Anlage reduziert werden. Die Analyse von im Testbetrieb in Bremerhaven gewonnener Legierung ergab ca. 87 % Eisen, 10 % Kupfer und knapp 1 % Nickel. In Bremerhaven wurde die Legierung an die damalige Norddeutsche Affinerie (heute Aurubis) zur Kupferaufarbeitung abgegeben.

Das Granulat ist ein Kalzium-Alumosilikat mit hohem Eisenanteil. Elutionstests nach dem Schweizer TVA-Protokoll ergaben eine deutliche Unterschreitung aller Grenzwerte für eine Inertstoffdeponie. Damit wird dem Granulat eine Qualität bescheinigt, die eine Verwertung als Baumaterial oder in der Zementindustrie erlauben sollte.

Kosten und Entwicklungsstand

Zu den Investitionskosten hat der Hersteller 1999 ausgeführt, dass ohne das HSR-Verfahren die Kosten für eine RCP-Anlage fast mit denen einer konventionellen Abfallverbrennungsanlage vergleichbar sind. Für die Entsorgungspreise wurden 250 CHF in einer RCP-Anlage mit und 225 CHF für eine RCP-Anlage ohne HSR-Verfahren genannt. Für eine 16 MW Standardanlage – die aber nie gebaut wurde – sollten die Entsorgungspreise bei 160 CHF liegen. Zum Vergleich: 1999 betragen die Entsorgungskosten in schweizerischen Abfallverbrennungsanlagen 170 – 340 CHF.

Die RCP-Anlage in Bremerhaven, die als Pilotanlage anzusehen ist, wurde mehrere Jahre betrieben, hat aber nie einen Dauerbetrieb unter Vollast erreicht. Um 2000 wurde eine RCP-Lizenz an Hitachi-Zosen gegeben, die aber nicht zur Anwendung dieser Technologie in Japan geführt hat. [Hesseling 2002, Stambach 1999, HZI 2011]

3.1.2 Pyrolyse als alleinstehendes Gesamtverfahren

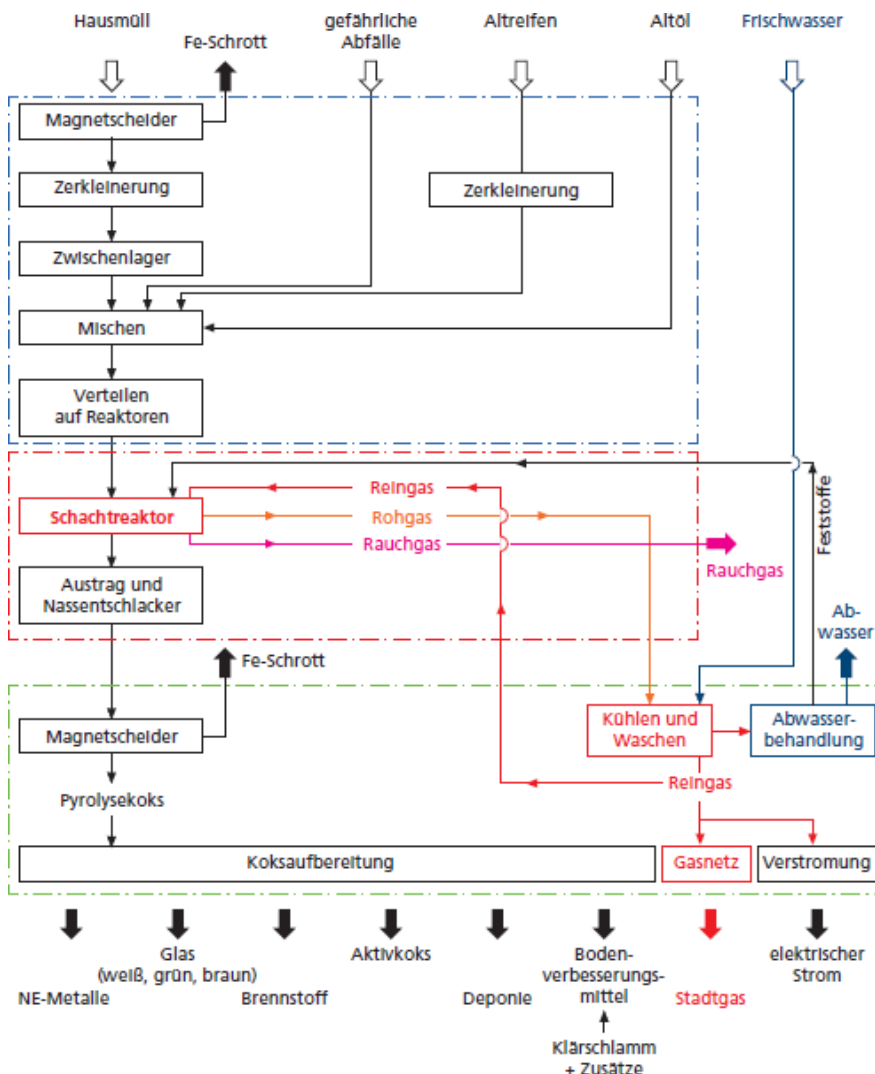
In diesem Abschnitt werden diejenigen Pyrolyseverfahren behandelt, bei denen lediglich eine Nutzung des Gases – im Regelfall in einer Brennkammer mit Dampferzeuger – erfolgt, der Pyrolysekoks jedoch im Verfahren nicht weiter umgesetzt wird und als Produkt bzw. Reststoff anfällt. Dieser Ansatz wird von einigen aktuell auf den Markt dringenden neuen Verfahren verfolgt und wurde bereits vor Jahrzehnten in der Müllpyrolyseanlage im bayrischen Burgau umgesetzt.

3.1.2.1 Destrugas

Das Destrugas-Verfahren wurde für die Pyrolyse von Hausmüll, hausmüllähnlichen Gewerbeabfällen, Sperrmüll, Altreifen, Altöl und Klärschlamm in einem indirekt beheizten Schachtreaktor konzipiert. Ziel war die Herstellung von Gas mit Stadtgasqualität, elektrischem Strom und Pyrolysekoks. Erfinder des Verfahrens war Karl Kroyer. Pollution Control, Ltd. errichtete in Dänemark zwei Anlagen – in Kalundborg und Kolding. Die Technische Universität Berlin führte von 1973 bis 1977 grundlegende Untersuchungen an einer Technikumsanlage durch, die auf dem Gelände der Abfallverbrennungsanlage Berlin-Ruhleben der Berliner Stadtreinigungsbetriebe (BSR) errichtet wurde. Eine Demonstrationsanlage wurde von Hitachi Engineering & Construction Co. Ltd. am Standort Hitachi City in Japan gebaut. Alle Anlagen wurden stillgelegt. Das Verfahren wird nicht mehr angeboten.

Technologie

In der folgenden Abbildung ist das Grundfließbild des Verfahrens dargestellt, in Abbildung 3.16 das Verfahrensschema der Anlage in Kalundborg.



3.16 das Verfahrensschema der Anlage in Kalundborg.

In der vorgeschalteten Aufbereitung wird der Rohabfall mit Magnetscheidern von Eisenschrott entfrachtet und auf eine Korngröße < 100 mm zerkleinert. Er wird in einem Bunker zwischengelagert und kann anschließend in definierten Mengenverhältnissen mit flüssigen oder pastösen Abfällen und zerkleinerten Altreifen gemischt werden. Das Abfallgemisch wird auf die Reaktoren verteilt.

Der aufbereitete Abfall wird durch den Fülltrichter von oben in den Pyrolyseaktor – vom Anbieter auch Retorte genannt – aufgegeben. Eine einzelne Retortenkammer ist 300 mm breit, etwa 3 m lang und etwa 7 m hoch und hat eine Kapazität von 5 Tonnen pro Tag. Sie wird indirekt mit Gas

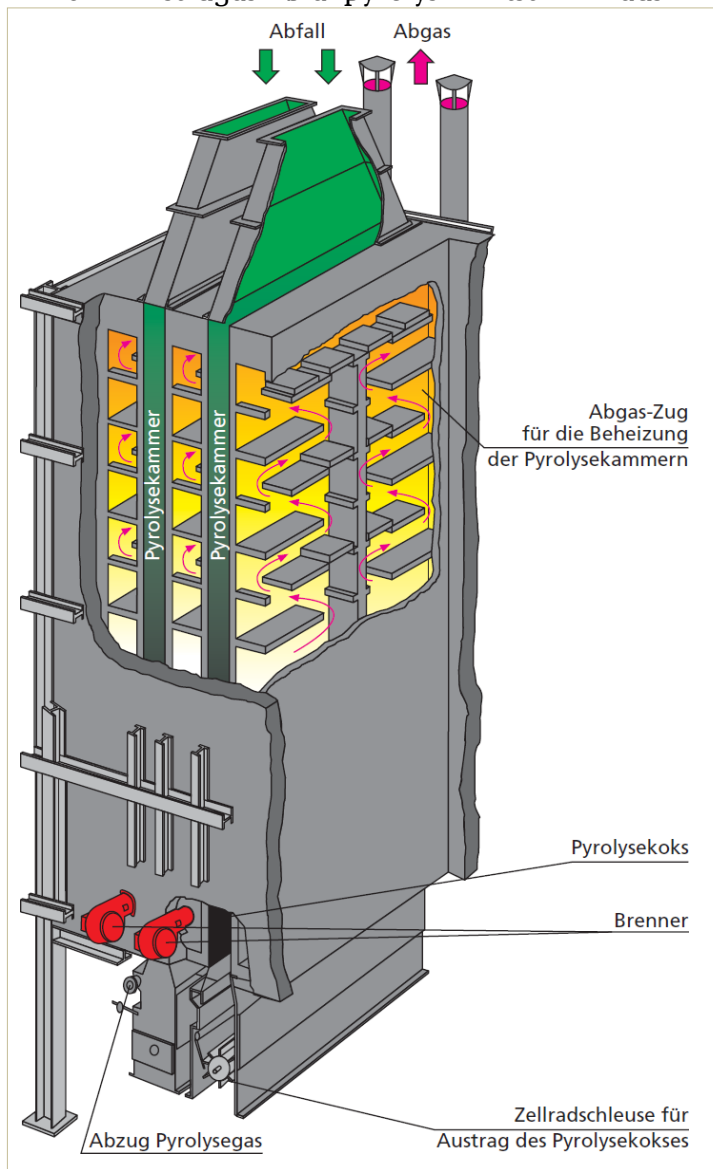
Abbildung 3.14: Grundfließbild des Destrugas-Verfahrens [Ryma 1977, bearbeitet]

beheizt: an den Außenseiten der Kammerwände sind von unten nach oben mäanderförmig durchströmte Heizgaszüge entlanggeführt. Auf beiden Kammerstirnseiten sind im unteren Bereich der Heizgaszüge je zwei Brenner angeordnet, die mit gereinigtem Pyrolysegas befeuert werden. Bei geringem Heizwert kann dem Pyrolysegas Flüssiggas beigemischt werden. Die Heizgaszüge werden von den Stirnseiten her nur bis zur Kammermitte geführt und dann wieder nach außen umgelenkt. Die vertikale Wärmeverteilung und das Temperaturprofil der Ofenwand können u.a. durch zusätzliche Beheizung und Luftzuführungen in verschiedenen Kammerhöhen gesteuert werden.

Ziel ist, den Abfall im Ofen restlos zu verkoken und langkettige Kohlenwasserstoffe aufzuspalten.

Die Temperatur soll im Bodenbereich der Retorte 1.050 °C nicht überschreiten, um Schlackenbackungen zu vermeiden. Der Pyrolysekoks wird durch eine unterhalb der Pyrolysekammer im Austragsschacht angeordnete Zellenradschleuse ausgetragen. Durch Variation ihrer Drehzahl kann bei Bedarf die Verweilzeit in der Retorte verändert und dadurch die Verkokung des Abfalls optimiert werden. Der Austragsschacht mündet in einen mit Wasser gefüllten KoksLöschtrug. Das Pyrolysegas wird am Austragsschacht oberhalb der Zellenradschleuse abgesaugt (vgl. folgende Abbildung). [Ryma 1977]

Bei der Destrugas-Abfallpyrolyse entstehen aus einer Tonne Rohabfall etwa 660 kg nasser Pyrolysekoks mit einem Wassergehalt von etwa 47 %.



Produkte und Reststoffe

Nach Vorstellung der Anbieterfirma sollten aus dem Pyrolysekoks durch eine Kombination verschiedener Aufbereitungsverfahren Aktivkoks, Brennstoff, Glas, Eisen- und Nichteisenmetalle gewonnen werden. In Dänemark wurden Versuchsreihen mit einem aus Pyrolysekoks und Klärschlamm gemischten und granulierten „Bodenverbesserungsmittel“ durchgeführt.

Das aus dem Austragsschacht der Retorte abgesaugte Pyrolyse-Rohgas wird gekühlt und zu einer Venturi-Vorlage geleitet. In der Gaswäsche werden Staub und durch die Vorkühlung kondensierende Öle und Teere abgeschieden. Die Verunreinigungen werden mit der Spülflüssigkeit einem Dekanter zugeführt. Die abgetrennten Dickstoffe können bei entsprechender Beschaffenheit mit dem Abfall gemischt wieder den Pyrolysereaktoren aufgegeben werden. Das Produktgas wird einem Gasspeicher zugeführt.

Aus einer Tonne Hausmüll entstehen ca. 330 kg (dies entspricht 412 m³_N) gereinigtes Pyrolysegas, mit einem Heizwert

Abbildung 3.15: Destrugas-Verfahren; Ausschnitt: zwei indirekt beheizte Retorten in einer Retortenbatterie [Ryma 1977, bearbeitet]

von etwa 13.400 kJ/m³_N. Die Zusammensetzung ist Tabelle 1 zu entnehmen.

Zur Beheizung der Pyrolysekammern werden etwa 200 m³_N/Mg Abfall gereinigtes Pyrolysegas benötigt. Die Verbrennungsgase werden mit einem Gebläse aus den Heizgaszügen in den Kamin gezogen. Die Abgasmenge beträgt etwa 1.080 m³_N pro Tonne Rohabfall. [Ryma 1977]

Nach Angaben der Anbieterfirma soll das Überschussgas – etwa 212 m³_N pro Tonne Hausmüll – gespeichert und zum Heizen oder zur Herstellung von Stadtgas verwendet werden können. Auch die Verstromung in Gasmotor-Generatorsätzen soll möglich sein.

Tabelle 3.6: Zusammensetzung des gereinigten Pyrolysegases [Ryma 1977].

Parameter	Wert	Parameter	Wert
Wasserstoff	45 %	Kohlenmonoxid	13 %
Methan	10 %	Kohlendioxid	19 %
Ethen	3 %	Wasserdampf	8 %
C _n H _m	2 %		

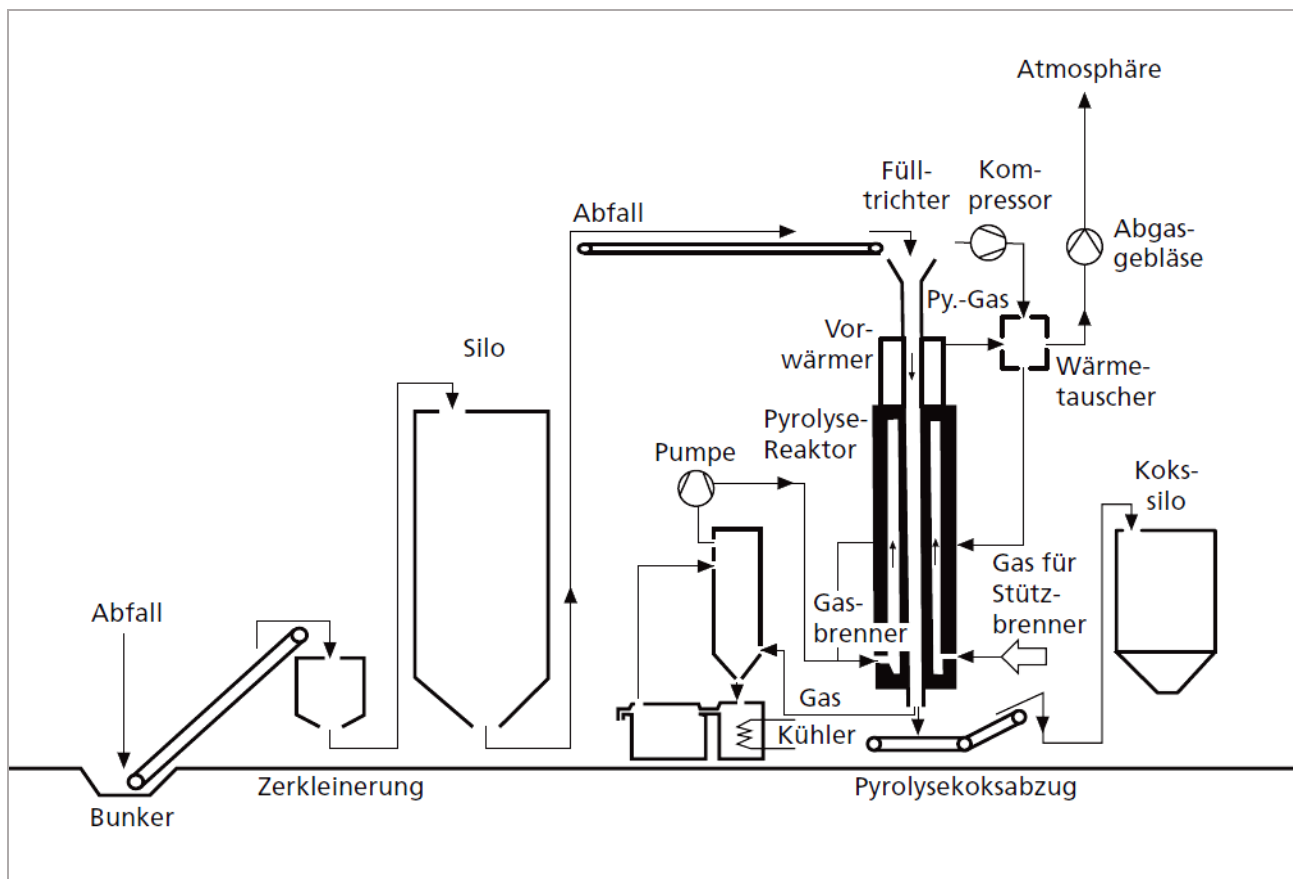


Abbildung 3.16: Verfahrensschema der Destrugas-Anlage in Kalundborg [Douglas, bearbeitet].

Das Pyrolysegas wird im Kühltür mit Umlaufwasser gekühlt. Dabei reichert sich das Wasser mit Staub, Teer und Öl an. Die Mischung kann in einem Dekanter abgetrennt werden. In den nachgeschalteten Gaswäschern wird das Gas im Gegenstrom mit Wasser gereinigt. Das Waschwasser wird ebenfalls in Dekantern von Staub, Teer und Öl befreit.

Das Gaswaschwasser aus Destrugas-Anlagen ist hinsichtlich seiner Schadstoffbelastung dem aus Kokereien abgeführten Wasser der Koksofenvorlagen und Gaskühler in etwa vergleichbar. Unter anderem aufbauend auf den gesammelten Erfahrungen wurde in einem Vorhaben der Berliner Stadtreinigungsbetriebe, das die Untersuchungen der TU Berlin begleitete, ein Abwasserbehandlungsverfahren zur Reinigung des Gaswaschwassers entwickelt. [Ryma 1977]

Abbildung 3.17 zeigt ein Foto der von der TU Berlin betriebenen Versuchsanlage (oben links) sowie verschiedene Anlagenbereiche und -komponenten. Die einzelnen Problemstellen der Anlage sind deutlich zu erkennen.

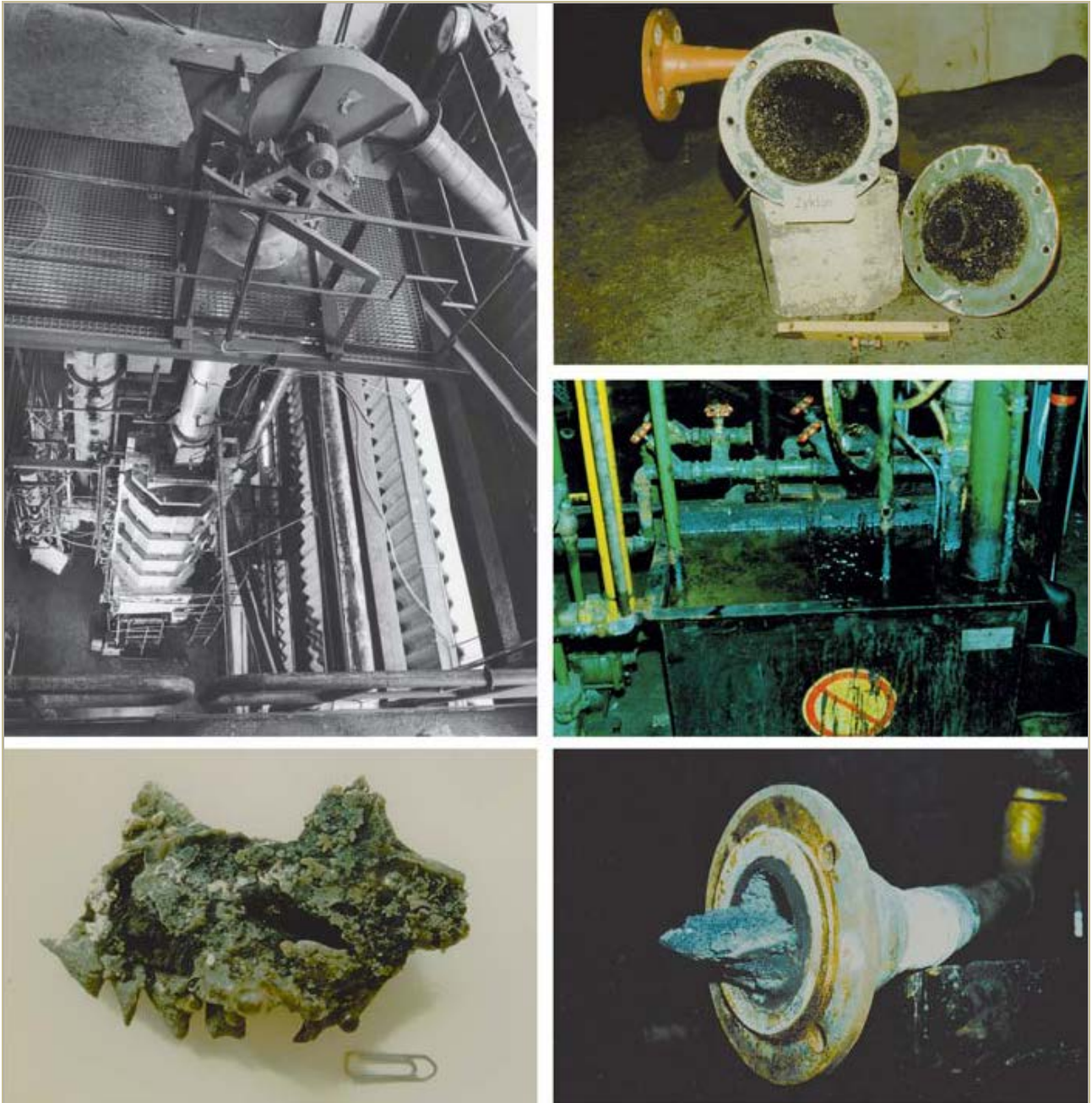


Abbildung 3.17: Links oben: Pyrolyse-Schachtreaktor mit Abzugsgebläse TU Berlin (MVA Berlin-Ruhleben). Rechts oben: Geöffneter Zyklon - Innenflächen mit Naphtalin beschlagen. Rechts Mitte: Teilansicht Waschsysteem - Überlaufbecken mit aufschwimmendem Teer. Links unten: Im Pyrolysekoks gefundenes

Schlacke-Agglomerat. Rechts unten: Teilstück der Notgasleitung (verfestigter Flugstaub). [Thomé 1979].

3.1.2.2 Burgau Hausmüllpyrolyse

Die Hausmüll-Pyrolyseanlage am Standort Burgau (MPA-Burgau) ist die einzige im Industriemaßstab betriebene Restabfall-Pyrolyseanlage Deutschlands. Die von der Firma Babcock erbaute Anlage ging im Jahr 1983 in Betrieb und entsorgt jährlich ca. 26.000 Mg Siedlungs- und Gewerbeabfälle sowie Klärschlämme des Landkreises Günzburg. [Meier 2014, Frede 1996] Die Anlage ist in Abbildung 3.18 dargestellt. Die Entscheidung für die Errichtung einer Abfallpyrolyseanlage als neuartiges Behandlungsverfahren war zum einen durch den politischen Willen nach Alternativen zur Abfallverbrennung beeinflusst. Andererseits sollten in der Anlage chromhaltige Schlämme aus einem ortsansässigen Industriestandort behandelt werden. Durch die reduzierenden Bedingungen eines Pyrolyseverfahrens wird die Oxidation des Chroms zu hoch toxischem Chrom IV vermieden.

Technologie



Abbildung 3.18: Müllpyrolyseanlage am Standort Burgau [DGE 2010]

Vor der Pyrolysebehandlung werden die Siedlungs- und Gewerbeabfälle auf eine Korngröße unter 300 mm grob zerkleinert. Der zu behandelnde, entwässerte Klärschlamm wird direkt in den Feingutbunker aufgegeben. Der in der Anlage eingesetzte Sperrmüll wird vor dem Prozess aufbereitet. Im Zuge dessen werden Holzbestandteile (zur gesonderten Verwertung) sowie Matratzen und Polstermöbel (Verhinderung Blockade Zuführschnecke) dem Abfallstrom entzogen. Der Abfall im Roh- sowie im aufbereiteten Zustand und aussortierte Polstermöbel sind in Abbildung 3.19

zu sehen. Der vorzerkleinerte Abfall wird der Pyrolyse über Dosierschnecken zugeführt. Die Schnecken sind der „Flaschenhals“ im Prozess und erfordern die angesprochene Separation von Spiralfedern aus dem Abfall. Eine Schnecke im ausgebauten Zustand zeigt die linke Aufnahme in Abbildung 3.24. Im Zuge der Beschickung wird dem Aufgabegut ca. 1 Gew.-% Kalk (CaO) zur In-Situ Bindung saurer Komponenten beigemischt. Die Anlage verfügt über zwei Behandlungslinien, in denen der Abfall bei 470-500 °C über einen Zeitraum von etwa einer Stunde entgast wird. Der Pyrolyserückstand mit einem Anteil von ca. 40 % der Ausgangsmasse wird über Nassentschlacker abgezogen und auf eine Temperatur von 40-50 °C abgekühlt. [Meier 2014] Den Aufbau der MPA Burgau zeigt Abbildung 3.20. Die Materialeigenschaften des eingesetzten Abfalls sowie die Prozessparameter der Anlage sind in Tabelle 3.7 zusammengefasst.

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen



Abbildung 3.19: Rohmüll, vorzerkleinerter Müll, aussortierte Polstermöbel/Matratzen MPA Burgau (eigene Fotos).

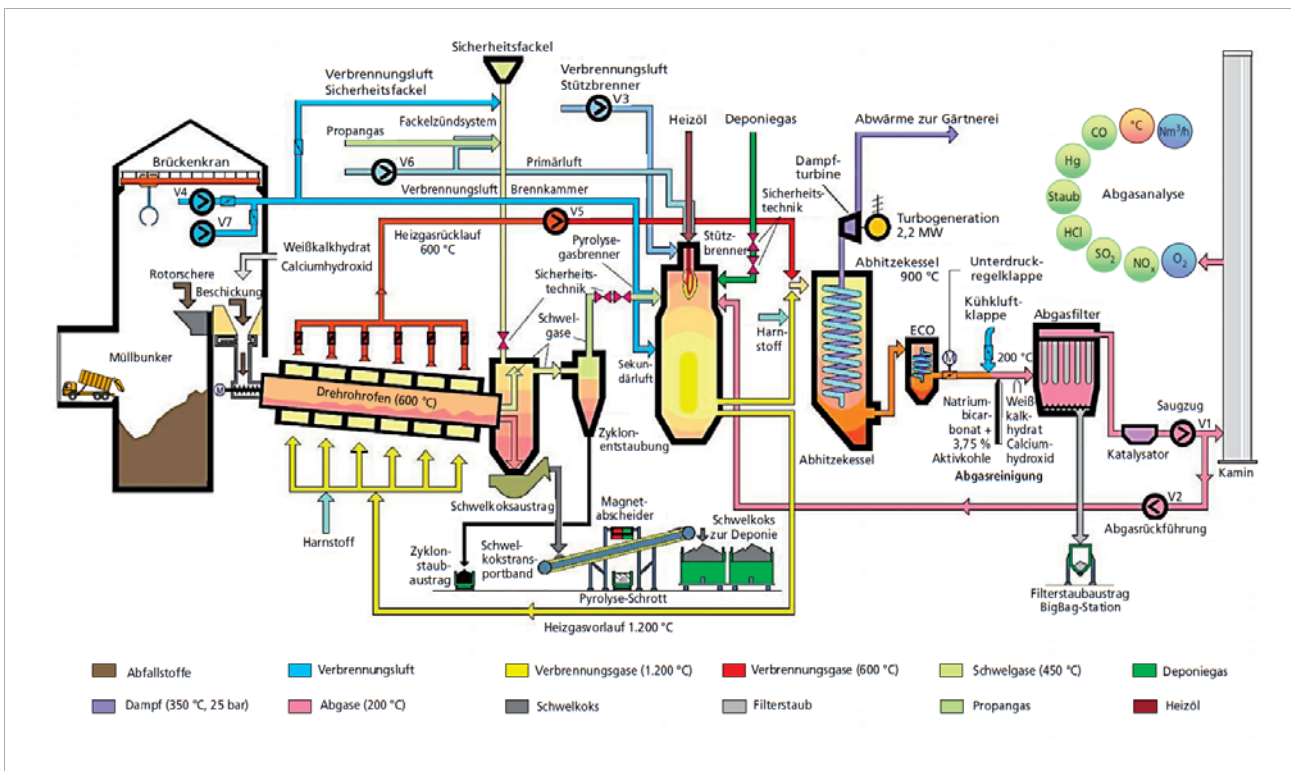


Abbildung 3.20: Verfahrensschema der MPA Burgau [Meier 2014].

Tabelle 3.7: Einsatzstoff- und Prozesseigenschaften der MPA Burgau [Meier 2014].

Eigenschaften des Aufgabematerials im Mittel		Prozesseigenschaften Drehrohrpyrolyse	
Einsatzstoff	Mischabfälle (priv./Gew.)	Durchsatz	2 x 2 Mg/h
Korngröße	< 300 mm	Anzahl Drehrohre	2
Wassergehalt	20 %	Durchmesser	2,2 m
Aschegehalt	25 - 30 %	Beheizte Länge	21 m
Heizwert	9 MJ/kg	Drehzahl	1,5 min ⁻¹
m _{Rückstand} /m _{Aufgabe}	0,45	Temperatur	470 - 500 °C

GV Rückstand	35 %	Verweilzeit	ca. 60 min.
		Druck	Umgebungsdruck
		Prozesshilfsmittel	CaO (Sorptionsmittel)

Nach dem Pyrolyseprozess wird der Rückstand („Pyrolysekoks“) von Fe-Metallen befreit, eine NE-Metallabscheidung findet nicht statt. Die Entsorgung des heizwertreichen Kokes geschieht auf einer Deponie der Klasse II direkt am Anlagenstandort. Aufgrund des hohen Glühverlustes ist für die Ablagerung eine Sondergenehmigung erforderlich. Die Deponiekapazität wird voraussichtlich um das Jahr 2020 erschöpft sein. Der Betrieb der MPA Burgau, unter den derzeitigen Bedingungen, ist daher im darauffolgenden Zeitraum ungewiss. [Meier 2014]

Die Qualität der Fe-Metallfraktion, welche aus dem Pyrolyserückstand zurückgewonnen wird, sowie die Beschaffenheit des deponierten Pyrolysekoks sind aus Abbildung 3.21 ersichtlich.



Abbildung 3.21: Überbandmagnetscheider, Fe-Produkt und Restkoks-Deponie mit gut erkennbaren Anteilen von NE-Metallen (von links) der MPA Burgau (eigene Aufnahmen).

Die in den beiden Pyrolysetrommeln gebildeten Schwelgase werden im Gleichstrom geführt, über den Drehrohrkopf abgezogen und in einen Produktgasstrom zusammengeführt. Nach der Grobentstaubung im Heißgaszyklon, werden die Pyrolysegase in einer Brennkammer bei ca. 1.200° C verbrannt. Ein Teil der heißen Rauchgase wird für die Beheizung der Drehrohre genutzt. Der verbleibende Rest wird direkt in einen Abhitzekegel geleitet. Das zur Beheizung der Drehrohre genutzte Rauchgas wird im Anschluss ebenfalls dem Dampfkessel zugeführt. An den Kessel ist eine trockene Rauchgasreinigung mit katalytischer Entstickung angeschlossen. Die Außenansicht der Heizkammer eines der beiden Pyrolysereaktoren sowie dessen Innenansicht sind in Abbildung 3.22 dargestellt. In Abbildung 3.24 ist die aufwändige Abdichtung der Pyrolysedrehrohre als Detailaufnahme gezeigt (linkes Foto). Im mittleren Bild sind die sogenannten Poltersteine dargestellt, die dem Abfall zugegeben werden, um Ablagerungen auf der Rohrin-nenseite zu ablösen.



Abbildung 3.22: Pyrolysedrehrohr der MPA Burgau. Links: Außenansicht mit Heizkammer und Heizgasabzugsrohren, rechts: Innenansicht (eigene Aufnahmen).

Der in den Abhitzeesseln erzeugte Dampf wird in einer Turbine zur Stromerzeugung genutzt. Die elektrische Anlagenleistung ist durch die Größe der Dampfturbine bedingt auf 2,2 MW begrenzt. Ein Teil der Abwärme wird von einer benachbarten Gärtnerei abgenommen.

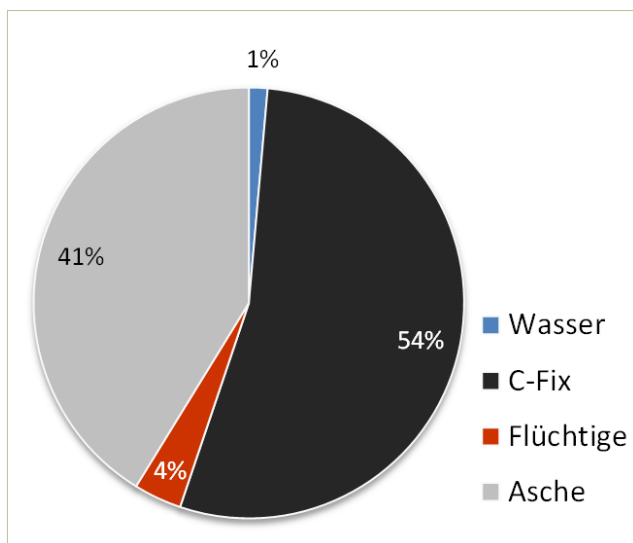


Abbildung 3.23: Immediatanalyse Pyrolysekoks MPA Burgau (eigene Analysen, Gew.-%).

Energieeffizienz und Behandlungskosten

Findet eine Energieeffizienzbetrachtung des Prozesses in Burgau statt, ist zu berücksichtigen, dass die MPA zum Zeitpunkt der Planung als reine Entsorgungsanlage konzipiert wurde. Die Energieeffizienz des Prozesses stand damals nicht im Fokus. Dies zeigt auch die Deponierung des erzeugten heizwertreichen Koks als Teil des Entsorgungskonzeptes. Wie in nebenstehender Abbildung erkennbar ist, besteht der deponierte Rückstand zu über 50 % aus fixem Kohlenstoff (C-fix). Die energetische Nutzung der im Rückstand gebundenen chemischen Energie hätte einen signifikanten Einfluss auf die Energieeffizienz des Prozesses.

Die Werte in Tabelle 3.8 geben einen groben Überblick über die Massen- und Energiebilanz der Anlage in Burgau.

Tabelle 3.8: Massen- und Energiebilanz der MPA Burgau nach [Meier 2014]

Massenbilanz				Energiebilanz			
Input	[Gew.-]	Output	[Gew.-]	Input	[%]	Output	[%]
Siedlungsabfälle	100	Synthesegas	~ 60	Abfälle	100	Strom (brutto)	~ 22
CaO	0,5-1	Pyrolysekoks	~ 40			Wärme	k.A.
Summe	~ 100	Summe	~ 100	Summe	100	Summe	k.A.



Abbildung 3.24: Drehrohrübergang mit Abdichtung, „Poltersteine“ zur Ablösung von Belägen im Drehrohrinneren und Zuführschnecke des Drehrohrs im ausgebauten Zustand (von links) an der MPA Burgau (eigene Fotos).

Kosten und Entwicklungsstand

Die Anlage in Burgau ist ein Unikat. Weitere Anlagen wurden nicht gebaut. Die Technik wurde vom Betriebspersonal über Jahrzehnte soweit optimiert und weiterentwickelt, dass nun ein gut und stabil funktionierender Prozess zur Verfügung steht. Allerdings ist das grundlegende Konzept der Anlage nicht mehr zeitgemäß. Koksablagerung, insbesondere ohne vorherige NE-Metallabtrennung, entspricht nicht den heutigen Maßstäben der Ressourcenwirtschaft. Hinzu kommt die begrenzte Deponiekapazität. Daher werden aktuell konzeptionelle, technische und administrative Maßnahmen geprüft, um die Anlage zukunftsfähig zu machen.

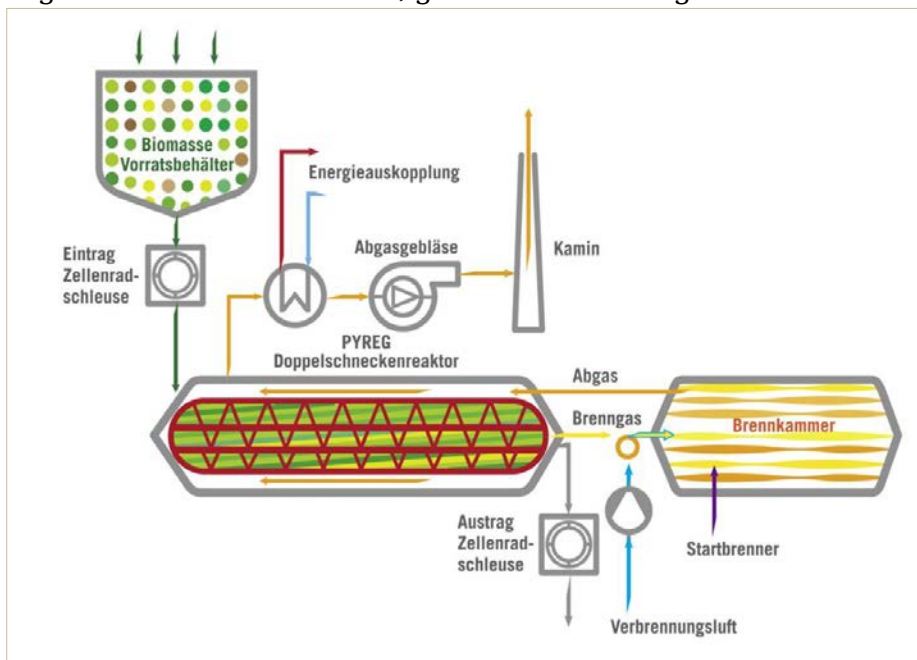
Die Verfahrenskosten gibt der Anlagenbetreiber mit ungefähr 200 € je Tonne behandeltem Abfall, zuzüglich der Kosten für die Deponierung des Pyrolyserückstands von etwa 100 €/Mg, an.

3.1.2.3 Pyreg-Verfahren

Das Pyreg-Verfahren wird seit 2009 von der gleichnamigen Firma entwickelt und vertrieben. Als Inputmaterialien stehen biogene Stoffe im Fokus, da Bestandteil des Konzeptes die Erzeugung eines (laut Hersteller als Düngemittel, Bodenhilfsstoff oder Adsorbens) verwertbaren Kokes ist. Aus dem Abfallbereich werden als Inputmaterialien Klärschlämme, Siebreste, Schlachtabfälle oder Grünschnitt genannt. Siedlungsabfälle oder aus diesen gewonnene Fraktionen sind als Einsatzmaterial nicht vorgesehen. Somit spielt das Verfahren im Rahmen dieser Studie, die auf die Siedlungsabfallbehandlung fokussiert, eine untergeordnete Rolle.

Technologie

Der Brennstoff wird in zwei gekoppelten Verfahrensschritten thermochemisch umgesetzt. Die Entgasung des Brennstoffes erfolgt in einem Doppelschneckenreaktor, die Sekundärverbrennung der entstehenden brennenden Gase direkt in einer nachgeschalteten Brennkammer. Die Zuführung des Brennstoffs in den Doppelschneckenreaktor erfolgt über einen Vorlagebehälter mit Schubbodenaustrag und Schneckenförderer in die Anlage. Zellradschleusen am Eintrag und Austrag des Doppelwellenreaktors dienen als Rückbrandsicherung und verhindern den Eintritt von Sauerstoff in den Reaktor. Nach dem Eintritt in den Reaktor wird das kontinuierlich zugeführte Material erwärmt, getrocknet und entgast. Im Reaktor befinden sich zwei elektrisch angetriebene Förderschnecken, die ineinander greifend angeordnet sind und die Zwangsförderung des Pyrolysegutes gewährleisten. Der Reaktor wird von außen, mit den Rauchgasen aus der Pyrolysegasverbrennung bei Temperaturen von bis zu 800 °C beheizt. Die gesamte Anlage wird in leichtem Unterdruck betrieben, um den Austritt von brennbaren Gasen zu verhindern. Die Temperatur bei der Verbrennung des Pyrolysegases beträgt etwa 1250 °C. Zum Anfahren der Anlage aus dem kalten Zustand er-



angetriebene Förderschnecken, die ineinander greifend angeordnet sind und die Zwangsförderung des Pyrolysegutes gewährleisten. Der Reaktor wird von außen, mit den Rauchgasen aus der Pyrolysegasverbrennung bei Temperaturen von bis zu 800 °C beheizt. Die gesamte Anlage wird in leichtem Unterdruck betrieben, um den Austritt von brennbaren Gasen zu verhindern. Die Temperatur bei der Verbrennung des Pyrolysegases beträgt etwa 1250 °C. Zum Anfahren der Anlage aus dem kalten Zustand er-

Abbildung 3.25: Verfahrensschema Pyreg-Verfahren [Pyreg].

folgt die Beheizung über 0,5-1 Stunde mit Erd- oder Flüssiggas. Die aus dem Heizmantel des Pyrolysereaktors austretenden Abgase werden mittels Rauchgaswärmetauscher gekühlt, womit bis zu 150 kW thermisch ausgekoppelt werden können.

Betriebsparameter

Tabelle 3.9: Betriebsparameter der Pyreg-Anlage und Massenbilanz für das Inputmaterial Schweinegülle.

Parameter	Wert	Parameter	Wert
Brennstoffleistung	500 kW	Pyrolysetemperatur	500 - 800 °C
Durchsatz	180 kg/h	Brennkammertemperatur	ca. 1250 °C
Heizwärmeleistung	max. 150 kW	VWZ	15 - 30 min

Kosten und Entwicklungsstand

Laut Hersteller existieren inzwischen 7 Referenzanlagen, die eine Gesamtbetriebszeit von 25.000 Stunden nachweisen können. Künftig soll die Technik um ein Modul zur Verstromung der Abwärme erweitert werden.

Die Behandlungskosten beziffert der Anbieter mit 100-150 €/Mg Trockensubstanz.

3.1.2.4 Intermediate Pyrolysis

Die Intermediate Pyrolysis oder zu Deutsch Intermediäre Pyrolyse mit integriertem Reforming wurde seit 2011 an der Harper Adams University und der Aston University in England mit dem sog. Pyroformer erfolgreich getestet (vgl. Abbildung 3.26). Der Reaktor hat einen Durchsatz von 100 kg/h und erzeugt damit eine elektrische Leistung von ca. 75 kW.

Auch hier gilt die vorher für das Pyreg-Verfahren gemachte Anmerkung, dass der Prozess im Wesentlichen auf rein biogene Einsatzstoffe fokussiert und für die klassische Siedlungsabfallbehandlung nicht in Frage kommt.

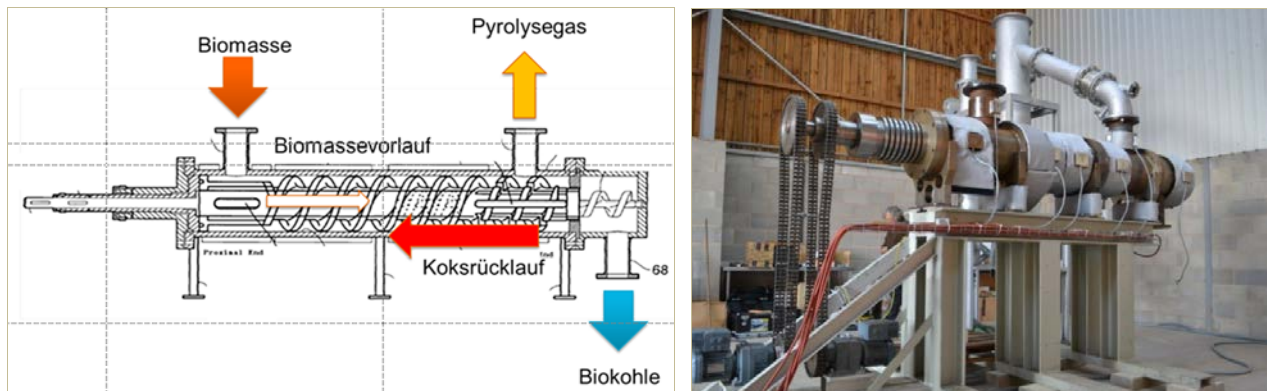


Abbildung 3.26: Pyroformer. Links: Schema, rechts: Standort an der Harper Adams University [Hornung 2014].

Technologie

In einer ersten Stufe wird der Einsatzstoff bei mittleren Temperaturen (400 bis 500 °C) in feste und flüchtige Bestandteile aufgeschlüsselt. Anschließend werden die Zwischenprodukte in einer zweiten Stufe bei Temperaturen von ca. 700 °C katalytisch reformiert. Hierbei dient die im Verfahren erzeugte Kohle in situ als Katalysator zur Zersetzung langkettiger organischer Verbindung und zur Förderung der Reformierungsreaktionen bei niedrigen Temperaturen. Im Anschluss an den Reaktor wird das Produkt mittels Kondensation der flüssigen Phase und Abscheidung von Aerosolen aus dem verbleibenden Gas durch RME-Wäsche gereinigt.

Beim Prozess entstehen drei Produkte:

- Produktgas aus H₂ (bis 40 Gew-%), CO, CO₂, N₂, CH₄, geringe Anteile höherer KW
- Produktöl mit hohem Heizwert und niedrigen Säuregehalten
- Koks mit hohem Kohlenstoffanteil

Das Produktgas soll zunächst gemeinsam mit dem Produktöl direkt am Standort in einem geeigneten BHKW verstromt werden. Hierzu wird aktuell eine Vermischung mit Biodiesel im Verhältnis von 50:50 angestrebt. Künftig sind auch andere Nutzungsoptionen geplant.

Bei Einsatz rein biogener Materialien ist die Verwertung des erzeugten Kokes als Bodenhilfsstoff vorgesehen. Der Einsatz als Brennstoff ist eine weitere Option.

Betriebsparameter

Die Intermediäre Pyrolyse mit integrierter Reformierung läuft typischerweise im Temperaturbereich von 400-500°C bei Verweilzeiten von 5-30 Minuten ab. Das Verfahren kann Biomassen ab einem Trockensubstanzgehalt von 70 Prozent aufwärts verarbeiten.

Bei Einsatz von Gärresten aus Biogasanlagen wurden die in Tabelle 3.10 zusammengefassten Werte für die verschiedenen Produkte und die Energiebereitstellung ermittelt.

Tabelle 3.10: Produkte und Energiebereitstellung bei der Intermediären Pyrolyse von Gärresten [Binder 2014].

Edukt	roh	getrocknet	Produkte	Anteil	Heizwert	Energiebereitstellung
Gärreste	30 kg/h	11 kg/h	Karbonisat	32 Gew.-%		bei 50 % Biodieselumischung
TS-Gehalt	30 %	80 %	Gas	38 Gew.-%	11 MJ/m ³ _N	11 kW _{el} (netto)
			Produktöl	10 Gew.-%	34 MJ/kg	14 kW _{th}

Kosten und Entwicklungsstand

Die durch das Verfahren erzeugten Gase und Öle wurden über 500 h auf einem modifizierten Cummins Motor erfolgreich getestet. Dabei wurde das Gas direkt und das Öl in einem Mischungsverhältnis von 70:30 Biodiesel zu Produktöl in einem Dual-Fuel Common Rail Dieselmotor eingesetzt. Dieses Mischungsverhältnis mit Biodiesel soll künftig zu Gunsten des Produktöls optimiert werden. Aktuell wird an der Technischen Hochschule in Amberg ein Programm zur Untersuchung der Motortauglichkeit des Öls durchgeführt.

Derzeit wird der Pyroformer-Reaktor am European Biomass Research Institute in Birmingham in einer Verfahrenskombination mit einem Wirbelschichtvergaser weiter erprobt.

Eine laut den Entwicklern hinsichtlich Einsatz- und Produktspektrum flexiblere Weiterentwicklung mit neuem Reaktordesign wurde im Jahr 2013 am Fraunhofer-Institut UMSICHT in Sulzbach-Rosenberg unter der Bezeichnung Thermo-Katalytisches Reforming (TCR) entwickelt.

Die hohe Qualität des Öls soll laut der Entwickler aber auch Möglichkeiten in der direkten Nutzung als Kraftstoff eröffnen – ohne aufwendigen Syntheseschritt. Der Einsatz als Schiffsdiesel oder Heizöl liegt, aber auch die Beimischung zu Kraftfahrzeugkraftstoffen soll eine künftige Perspektive bilden.

Die Behandlungskosten sollen bei rund 110 €/Mg Input liegen. Für die Errichtung einer TCR-Anlage zur Verarbeitung von 6.400 Mg/a separierter Gärreste (TS-Gehalt 30 %) wird ein Investitionsvolumen von ca. 1,3 Mio. € angegeben. [Binder 2014]

3.1.2.5 M.E.E Intermediate Pyrolysis

Die 2011 gegründete M.E.E. GmbH, eine Tochter der Maplan GmbH, betreibt am Standort Schwerin eine Pyrolysepilotanlage, die bis zu 750 kg/h Eingangsmaterialien verarbeiten kann. Die unter Luftabschluß arbeitende Pyrolyseanlage verwendet Temperaturen von max. 550 °C, der Eigenenergieverbrauch wird mit max. 20 % angegeben. Die Anlage stellt, laut Aussage des

Anbieters, eine Weiterentwicklung des Intermediate Pyrolysis-Verfahrens dar (vgl. Kap. 3.1.2.4). In der Anlage können unterschiedliche aufbereitete Abfallfraktionen eingesetzt werden. Die aktuell betriebene Anlage dient der Konzept- und Verfahrensentwicklung für eine geplante Serienproduktion. Für die in Serie gebauten Anlagen sind Kapazitäten bis zu 5 Mg/h vorgesehen. Die Besichtigung der Anlage am Standort Schwerin durch das Projektteam erfolgte am 27.11.2013.

Im Gegensatz zu den beiden vorher beschriebenen Verfahren, die vorwiegend auf biogene Einsatzstoffe abzielen (vgl. Kap. 3.1.2.3 und 3.1.2.4), ist dieses Pyrolyseverfahren laut Anbieter auch für typische Abfallfraktionen, wie Kunststoffabfälle (z.B. Leichtverpackung), Schredderfraktionen, Spuckstoffe oder Rückstände aus der chemischen Industrie geeignet. Die Behandlung von unaufbereiteten Siedlungsabfällen wird laut Aussage des Herstellers jedoch nicht als Arbeitsgebiet angesehen.

Technologie

Als geeignete Inputmaterialien nennt der Anbieter unter anderem Klärschlamm, Gärreste, Hühnerkot, Knochen, Altreifen, Schredderfraktionen, TetraPack oder Spuckstoffe. Der Einsatz aschehaltiger Fraktionen mit bis zu 70 % Mineralstoffanteil soll möglich sein. Wassergehalte unter 15 % sind erforderlich. Bei höheren Feuchtegehalten ist eine Vortrocknung erforderlich. Bei schwierig handhabbaren Fraktionen kann auch eine Pelletierung notwendig werden. Abhängig von den gewünschten Verweilzeiten wird als Korngröße ein Bereich bis 40 mm angegeben.

Die Anlage ist in Abbildung 3.27 dargestellt. Auch bei diesem Pyrolyse-Verfahren handelt es sich um ein Konzept mit Schnecken-Reaktor.



Abbildung 3.27: Links: MEE-Anlage Schwerin, abgebildet im Vordergrund Brennkammer, im Hintergrund Aufgabesystem und querliegender Reaktor; rechts: rückseitige Ansicht Reaktor mit Brennstoffaufgabe (eigene Aufnahmen).

Die Aufgabe in den Reaktor erfolgt über ein Doppelschleusensystem aus Kugelhähnen. Die Beheizung des Reaktors wird zum einen über die zwei Schnecken, die mit einer Salzschnmelze (Kaliumnitrat) durchströmt werden und zum anderen von außen elektrisch realisiert. Der Pyrolyse nachgeschaltet ist ein Kohlenstoffreformer. Über die genaue Geometrie dieser Einheit erteilt der Hersteller keine Auskunft. Durch das gasförmige Reaktionsmittel Wasser sollen im Reformer eine weitere Umsetzung der Organik sowie ein teerarmes Koksprodukt erzielt werden. Der Austrag des Kokes erfolgt über eine Schnecke. Aktuell wird das Produktgas ohne Kondensation der flüchtigen Bestandteile in einer Brennkammer verbrannt. Es wurden jedoch bereits Untersuchungen zur Nutzung der kondensierbaren Bestandteile als Flüssigtreibstoff angestellt, die in Zukunft weiter vorangetrieben werden sollen.

Betriebsparameter

Zum Zeitpunkt der Besichtigung der Anlage wurde getrocknete Schweinegülle als Inputmaterial eingesetzt. Der Durchsatz betrug laut Angabe der Betreiber 150 kg/h. Weiterhin wurde angegeben, dass mit anderen Einsatzstoffen bereits Durchsätze bis zu 750 kg/h mit der Anlage realisiert werden konnten. Der Reaktor ist für Betriebstemperaturen zwischen 350 und 550 °C ausgelegt und wird bei einem Überdruck von 300 mbar betrieben. Die Betriebsdaten der MEE-Anlage finden sich in Tabelle 3.11. Die Massenbilanz ist exemplarisch für das Inputmaterial Schweinegülle zu verstehen. Werte der Immediat- und Elementaranalysen finden sich in Abbildung 3.28.

Tabelle 3.11: Betriebsparameter der MEE-Anlage und Massenbilanz für das Inputmaterial Schweinegülle.

Parameter	Wert	Massenbilanz (100 % Input Schweinegülle)	
Anlagendurchsatz	bis zu 5 Mg/h	Pyrolysegas	10,8 %
Thermische Kapazität	bis 20 MW	Pyrolysekoks	42,0 %
Verweilzeit	6 bis 12 min	Pyrolyseöl	3,5 %
Füllgrad	50 %	Wasser	43,7 %
Pyrolysetemperatur	350 bis 550 °C		

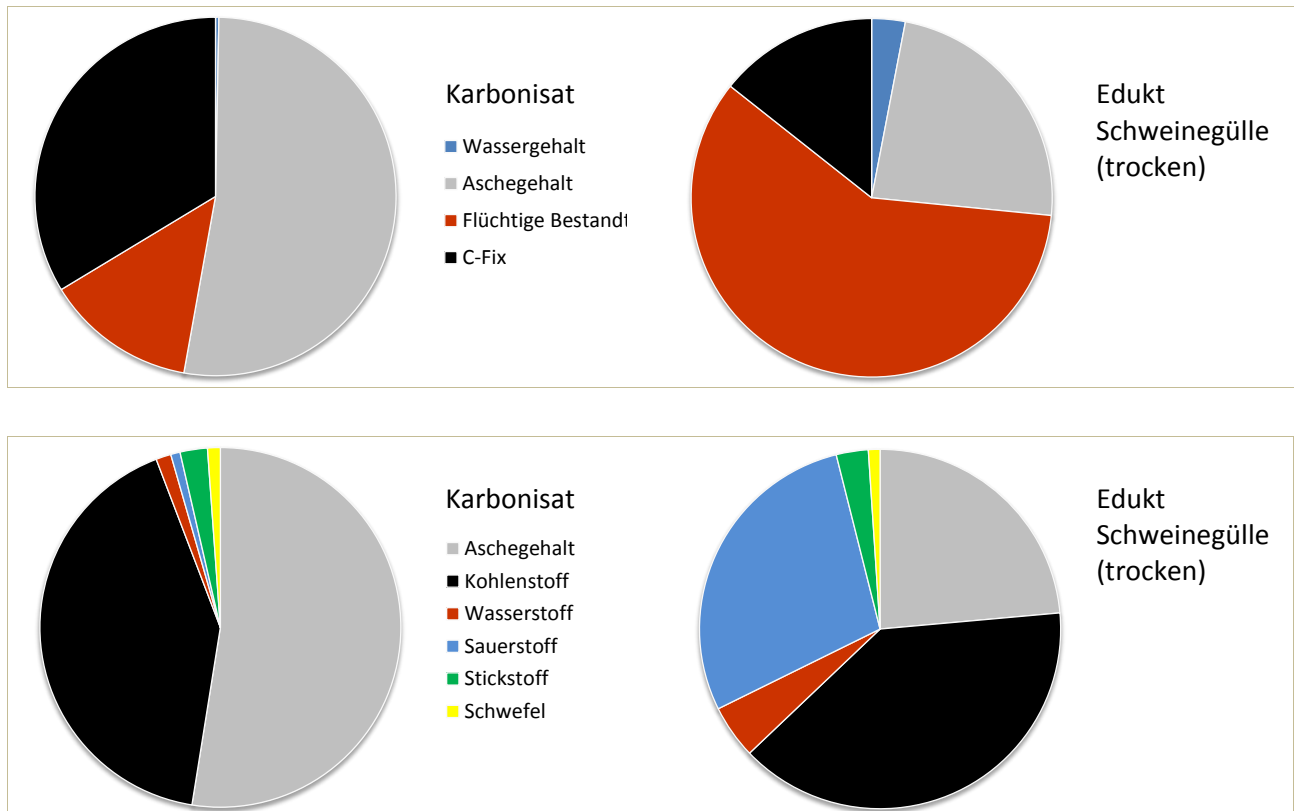


Abbildung 3.28: Immediat- (oben) und Elementaranalyse (unten) von Ausgangsmaterial und karbonisierter Schweinegülle aus der MEE-Anlage Schwerin (eigene Analysen; Sauerstoffanteil berechnet; Bezug: Gew.-%).

Kosten und Entwicklungsstand

Laut Betreiber wurde die Anlage bisher etwa 4000 Stunden betrieben, wobei eine Materialmenge von 500 Mg durchgesetzt wurde. Ein Dauerbetrieb bei den vom Anbieter angestrebten Materialdurchsätzen konnte demnach noch nicht nachgewiesen werden. Der längste Dauerbetrieb erfolgte im Rahmen einer vierwöchigen Versuchskampagne. Aufgrund des Entwicklungsstandes liegen derzeit noch keine validierten Daten in Bezug auf den Wartungs- und Instandhaltungsaufwand vor. Der Betreiber geht von einem jährlichen Wartungsintervall aus. Die gasförmigen Produkte werden derzeit nicht energetisch genutzt. Geplant wird aktuell mit den Nutzungspfaden Wärme, Dampf, Dampfturbine oder ORC-Prozess.

Für eine Anlage mit einer Kapazität von 2 Mg/h rechnet der Anbieter mit Investitionskosten von ca. 6,2 Mio. Euro. Die Behandlungskosten sollen zwischen 59 und 81 €/Mg Inputmaterial liegen. Bei der Kalkulation, die den Autoren vorliegt, wurden Kosten für Abschreibungen, Zinsen (jeweils auf 20 Jahre), Wartung und Instandhaltung, Strom sowie Personal berücksichtigt.

3.1.3 Pyrolyse als Vorschaltverfahren

3.1.3.1 ConTherm-Verfahren

Die ConTherm-Anlage wurde von der Firma PLEQ konzipiert und nach deren Übernahme durch die Mannesmann MDEU/Technip Germany zwischen August 2000 und September 2001 errichtet. Die Anlage war als Vorschaltanlage zur Pyrolyse hochkalorischer Ersatzbrennstoffe im Kraftwerk Westfalen bei Hamm eingesetzt. Pyrolysegas und -koks wurden im Block C des Kraftwerks mitverbrannt. Der Abnahmebetrieb dauerte bis Ende 2003, zwischendurch wurden Modifikationen notwendig. Die Anlage wurde im Dezember 2009 nach dem Umknicken des Notkamins aus ökonomischen Gründen stillgelegt.

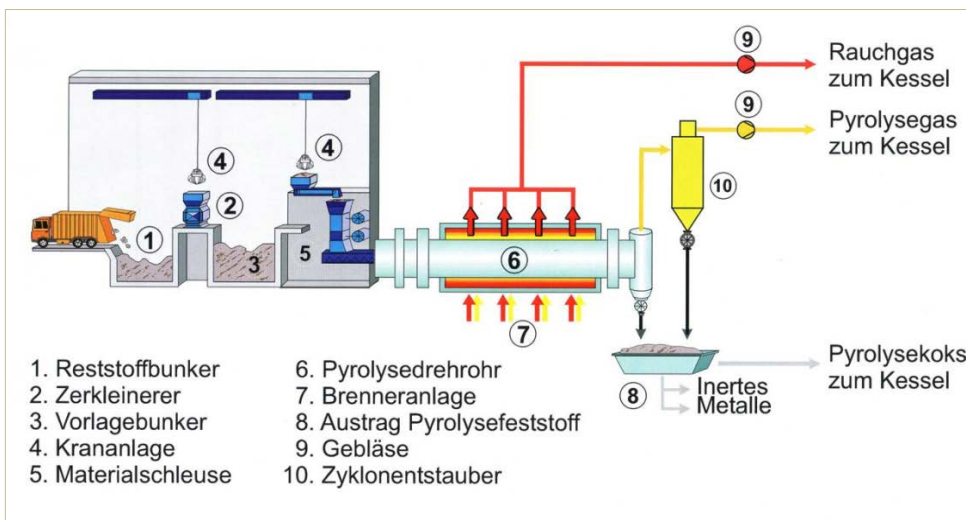


Abbildung 3.29: Schema des ConTherm-Verfahrens [Spindeldreher 2004].

Technologie

Wie das in Abbildung 3.29 dargestellte Schema der Anlage zeigt, wurde Ersatzbrennstoff zunächst zerkleinert und dann in ein mit Erdgas beheiztes Drehrohr eingebracht und entgast. Das Pyrolysegas wurde abgezogen und über einen Zyklon und ein Gebläse durch eine beheizte Leitung in die Brenner des Kohlekraftwerks geleitet.

Der feste Rückstand wurde (extern) aufbereitet und in eine Pyrolysekoks-, eine Metall- und eine Inertfraktion aufgeteilt. Der Pyrolysekoks gelangte ebenfalls in das Kraftwerk, die Metalle wurden vermarktet, die Inertfraktion deponiert. Das Kraftwerk ist mit einer Gasreinigung ausgerüstet. Die ConTherm-Anlage besteht aus zwei parallelen Pyrolyse-Drehrohren. Abbildung 3.30 zeigt die verwendeten Drehrohre vor dem Einbau sowie den erzeugten Koks nach der externen Aufbereitung.



Abbildung 3.30: ConTherm-Verfahren - Drehrohre und erzeugter Pyrolysekoks nach Aufbereitung [Spindeldreher 2004].

Betriebsparameter

Die zweizügige ConTherm-Anlage hatte einen geplanten Ersatzbrennstoff-Durchsatz von 100.000 Mg/a, maximal 120.000 Mg/a, was einem stündlichen Durchsatz von 6,7 bis maximal 8 Mg pro Linie entsprach. Dieser Durchsatz musste auf 70.000 Mg/a reduziert werden, da die Drehrohre unterdimensioniert waren und die Temperatur im Zentrum des Drehrohrs für eine Pyrolyse zu niedrig war.

Die 2010 veröffentlichten Betriebsdaten gehen aber weiterhin von einem Gesamtdurchsatz von 100.000 Mg/a aus und sind daher nur als Auslegungsdaten zu betrachten.

Tabelle 3.12: Betriebsparameter der ConTherm-Anlage.

Parameter	Wert	Parameter	Wert
Anlagendurchsatz	13,3 Mg/h	Verweilzeit	90 min
Thermische Kapazität	66,9 MW	Verfügbarkeit geplant	85 %
Zahl der Drehrohre	2	Verfügbarkeit erreicht	> 90 %
Drehrohrlänge	20 m	Erdgaseinsatz	690 kg/h
Drehrohrdurchmesser	2,8 m	Produkte	Mengenstöße
Füllgrad	15 %	Pyrolysegas	8.940 kg/h
Pyrolysetemperatur	500 °C	Pyrolysekoks	3.300 kg/h
Manteltemperatur	750 °C	Metalle	1.060 kg/h

Zur Energiebilanz wurden 2010 die folgenden Daten veröffentlicht, die aber ebenfalls nur Auslegungsdaten sind [DGE 2010].

Tabelle 3.13: Energiebilanz der ConTherm-Anlage.

Input		Output	
Ersatzbrennstoff	240,7 GJ/h (89,2 %)	Pyrolysegas	232,8 GJ/h (86,2 %)
Erdgas	29,2 GJ/h (10,8 %)	Pyrolysekoks	28,3 GJ/h (10,5 %)
		Rauchgas	5,1 GJ/h (1,8 %)

Nach diesen Daten wäre die ConTherm-Anlage mit einem thermischen Wirkungsgrad von 96,7 % betrieben worden.

Kosten und Entwicklungsstand

Zu den Kosten des Verfahrens liegen keine Angaben vor.

Die Anlage musste im Probetrieb deutlich modifiziert werden. Ein wesentlicher Punkt war die Unterdimensionierung der Drehrohre, die zu einer Durchsatzreduzierung um 30 % führte. Aussagen zum Betrieb der Anlage lassen daher den angegebenen Füllgrad von 15 % als fern der Realität erscheinen. Probleme bereiteten auch die Dichtungen des Drehrohrs, die besonders am Rohrausgang zu Pyrolysegasaustritten bei zu geringem Unterdruck neigten, bei zu hohem Unterdruck kam es zu Lufteinbruch am Eingang des Rohres. Die Optimierung der Unterdruckregelung benötigte mehrere Jahre.

Ein erheblicher Schwachpunkt war die Pyrolysegasleitung, die durch die unzureichende Abscheidewirkung des Zyklons unter massiven Ablagerungen von Staub und Teeren bis hin zu Blockaden litt (vgl. Abbildung 3.31) und 2005 durch eine kürzere Leitung mit Außenbeheizung auf 400 °C ersetzt wurde.



Abbildung 3.31: ConTherm-Verfahren - Durch Ablagerungen verblockte Pyrolysegasleitungen [Spindeldreher 2004].

Bei der Reststoffaufbereitung verursachte die Siebung Probleme. Als Konsequenz wurde das Material nach der Metallabtrennung an einen externen Dienstleister übergeben, der den Pyrolysekoks wieder zurück lieferte.

Der stählerne Notkamin, dessen Materialversorgen schließlich im Dezember 2010 zur Stilllegung der Anlage führte, war falsch ausgelegt worden und wurde bei seiner Nutzung durch das abzuführende Pyrolysegas so heiß, dass seine Stabilität nachließ und er schließlich umknickte. Der Wiederaufbau hätte ca. 1 Million Euro gekostet. Fallende Preise der Ersatzbrennstoffe, die nicht mehr in der gewünschten Qualität zu den gewünschten Bedingungen zur Verfügung standen, gaben den Ausschlag für die Entscheidung, die Anlage nicht mehr in Stand zu setzen. [ConTherm 2004, DGE 2010, ConTherm 2010]

Die Erfahrungen mit der ConTherm-Anlage lassen sich folgendermaßen zusammenfassen:

- Die Anlage hatte in den ersten Jahren erhebliche technische Probleme, die aber im Laufe der Zeit gelöst werden konnten.
- Die installierte Anlagentechnik ist prinzipiell funktionsfähig und könnte wohl auch im Langzeitbetrieb erfolgreich bestehen.
- Die Technik ist allerdings komplex und wartungsintensiv, daher ist ein überwachungsfreier Betrieb nicht möglich.
- Bei entsprechenden Marktkonditionen könnte diese Vorschalttechnik durchaus interessant für weitere Einsätze sein.

3.2 Vergasung

Bei der Beurteilung von Vergasungsverfahren ist zunächst zu unterscheiden, ob die Vergasung nur einen Teilschritt innerhalb eines gestuften Verbrennungsverfahrens darstellt oder ob es sich um ein wirkliches Vergasungsverfahren handelt, also um einen Prozess, als dessen Zielprodukt ein (variabel) nutzbares (Brenn-)Gas vorliegt.

Tatsächlich wird bei den gestuften Verbrennungsverfahren nur die erste Behandlungsstufe unterstöchiometrisch, also im Sauerstoffunterschuss betrieben. Anschließend erfolgt die Totaloxidation der erzeugten Gase, oft in räumlich kaum getrennten, anschließenden Reaktorbereichen (Nachbrennkammer). Technisch sind diese Verfahren folglich als Verbrennungsverfahren einzustufen, wobei eine geringere energetische Effizienz als bei der klassischen Abfallverbrennung attestiert wird [Lamers 2013].

Auch die insbesondere von verschiedenen japanischen Firmen als Schmelz-Vergasungsverfahren angebotenen Technologien sind im Prinzip gestufte (Hochtemperatur-)Verbrennungsverfahren. Bei diesen Verfahren wird durch das Einschmelzen der Schlacke aber ein signifikanter zusätzlicher Nutzen erzielt, der allerdings durch hohen Energieeinsatz erkauft wird.

Im Fokus dieses Abschnitts stehen solche Vergasungsverfahren, deren Ziel die Erzeugung von Synthese- oder Brenngas ist. Auch für diese Prozesse werden große Vorteile gegenüber der Verbrennungstechnik postuliert. Im Einzelnen sind dies [Lamers 2013]:

- Höhere elektrische Wirkungsgrade durch den Einsatz der Gase in Verbrennungskraftmaschinen
- Niedrigere Emissionen
- Schlackeverglasung mit Realisierung hervorragender Eluatwerte, bei Anwendung von Hochtemperaturverfahren ($T > 1500 \text{ °C}$).

Wie bei den Pyrolyseverfahren ist auch im Bereich der Vergasungsverfahren der Umfang verfügbarer Informationen begrenzt. Insbesondere über Betriebserfahrungen, energetische Effizienz, Emissionen, Kosten und Langzeiterfahrungen sind nur wenige Daten publiziert [Lamers 2013].

Die Vergasungstechnologie hat mit verschiedenen grundsätzlichen Herausforderungen zu kämpfen, die im Wesentlichen mit der Qualität des erzeugten Produktgases zusammenhängen:

- Hohe Anforderungen an Abfallaufbereitung und Störstoffelemination mit den entsprechenden Zusatzkosten
- Hohe Teer- und Staubgehalte erschweren die motorische Nutzung der Gase; entsprechend aufwändig ist die Gasreinigung
- Hohe Instandhaltungsaufwendungen.

3.2.1 Vergasung als Teilschritt von gestuften Verbrennungsverfahren

Die Gründe, warum einige gestufte Verbrennungsverfahren als Vergasungsverfahren vermarktet werden liegen auf politischer und finanzieller Ebene. In verschiedenen Ländern können für den Einsatz „alternativer“ Behandlungstechnologien Fördermittel akquiriert werden. Zudem wird im Vergleich zur Verbrennung ein besseres öffentliches Image solcher „alternativer“ Techniken unterstellt. Neben diesen Vorzügen werden auch technische Vorteile der Verfahren genannt [Lamers 2013]:

- geringere Anlagengrößen für gleiche Abfallmengen

- wirtschaftliche Lösungen für kleinere Anlagenkapazitäten möglich
- Stickoxidminderung durch gestufte Luftführung

Am Markt verfügbare Verfahren sind z.B. die Rosttechniken von Energoss [Energoss 2014], der slowenischen KIV [KIV 2014] und der australischen Firma Entech [Entech 2014] oder die Wirbelschicht von EPI Energy Products of Idaho, inzwischen von Outotec übernommen [Outotec 2014]. Wie bereits in der Einführung zu diesem Kapitel erläutert, wird als wohl bekanntestes Beispiel für die gestuften Verbrennungsverfahren an dieser Stelle nur die Energoss-Technik behandelt.

3.2.1.1 Energoss

Die norwegische Forschungsorganisation SINTEF in Trondheim entwickelte von 1990 bis 1997 ein zweistufiges Verfahren zur thermischen Abfallbehandlung für kleinere und mittlere Durchsätze, das von der Firma Energoss auf den Markt gebracht wurde. Die Technologie besteht aus einer Vergasungskammer, in der der Abfall auf einem Rost vergast wird, und einer direkt darüber liegenden Oxidationskammer, in der das erzeugte Synthesegas durch Lufteindüsung direkt verbrannt wird. Das Verfahren wurde für Restmüll konzipiert, der direkt vor Ort aufbereitet, d.h. zerkleinert und von Störstoffen befreit werden soll. In der einzigen deutschen Anlage dieser Bauart im ostwestfälischen Minden, wird jedoch ausschließlich extern aufbereiteter EBS verbrannt. Entsprechend ist dort keine Abfallaufbereitungseinheit installiert.

Es wird mitunter diskutiert, ob das Verfahren als Vergasung oder eher zweistufige Verbrennung zu klassifizieren ist, da viele konventionelle Techniken zur Verbrennung ebenfalls auf dem Rost unterstöchiometrisch betrieben werden. Der Unterschied zu Energoss ist, dass sich bei der konventionellen Müllverbrennung der Nachbrennraum unmittelbar an die Primärkammer anschließt. Bei den Energoss-Anlagen ist die Nachbrennkammer baulich vom Brennraum abgetrennt. Dennoch ist die Technik zweifellos als gestuftes Verbrennungsverfahren einzuordnen.

Technologie

Das Kernstück des Verfahrens besteht aus zwei Reaktionskammern. In der ersten Kammer wird der durch einen hydraulischen Stößel eingetragene Abfall vergast. Das Synthesegas gelangt zur Verbrennung direkt in eine Oxidations- oder Brennkammer.

Der Transport des Abfalls durch die Vergasungskammer erfolgt durch einen ölgekühlten Rost, der ähnlich wie ein Förderband konstruiert ist. Eine Schürung oder andere Einflussmöglichkeit auf das Brennstoffbett, abgesehen vom Transport, ist mit dieser Konstruktion nicht möglich. Die Stöchiometrie soll auf $\lambda = 0,5$ eingestellt sein. In der einzigen Anlage in Minden sind Luftzahlen zwischen 0,5 und 0,6 bekannt. Allerdings räumen die Betreiber dort ein, dass die Ermittlung der Luftzahl durch die verbaute Messtechnik und die Anlagensteuerung nicht auf nachvollziehbare Weise erfolgt. Die Vergasungstemperatur beträgt ca. 900 °C. Für An- und Abfahrvorgänge, aber auch für den Energieeintrag bei Störungen, ist ein Öl- bzw. Gasbrenner installiert.

In dem Kanal zur Nachbrennkammer wird dem Synthesegas Luft und rezirkuliertes Rauchgas zugeführt. In der Brennkammer wird das Synthesegas dann bei 900–1.000 °C verbrannt.

Restmüll wird in einen Bunker angeliefert. Über eine Magnetabscheidung und über einen Schredder gelangt der Abfall in einen zweiten Bunker, aus dem er per Kran in den Aufgabetrichter der Anlage verbracht wird. Mit einem hydraulischen Stößel wird das Material auf den Rost gefördert, auf dem es vergast wird. Die Rostasche wird am Ende des Rostes abgeworfen.

Wie das Schnittbild deutlich ausweist, ist in den neueren Anlagen die Brennkammer direkt über der Vergasungskammer angeordnet, was thermische Verluste minimiert. Das Synthesegas gelangt über einen senkrechten Kanal am Ende der Vergasungskammer in die Brennkammer, wo es unter Zuführung von Luft und rezykliertem Rauchgas verbrannt wird.

Der Brennkammer schließt sich ein Abhitzekeessel an, dem eine trockene Rauchgasreinigung nachgeschaltet ist. Die Anlage ist mit keiner Entstickungseinrichtung ausgerüstet, kann den Emissionsgrenzwert für NO_x aufgrund der gestuften Verbrennung dennoch einhalten.

Betriebsparameter

Das Verfahren wird in zwei standardisierten Größen, mit 5 oder 6 Mg/h je Linie angeboten. Die wesentlichen Betriebsparameter sind in Tabelle 3.14 zusammengefasst.

Tabelle 3.14: Betriebsparameter Energos-Technologie.

Parameter	Wert	Parameter	Wert
Durchsatz pro Linie	5 oder 6 Mg/h	Luftzahl	0,5
Heizwert H _u	10 - 14 MJ/kg	Heizwert Produktgas	4 - 4,5 MJ/m ³
Vergasungsmittel	Luft	Verbrennungstemperatur	900 - 1.100 °C
Vergasungstemperatur	900 °C	Sauerstoffgehalt Abgas	7 Vol-%

Die Zusammensetzung des Synthesegases wurde 2011 im Rahmen von Versuchen an einer Energos-Anlage in Norwegen analysiert. Die ermittelten Werte sind in Tabelle 3.15 wiedergegeben. Die Hauptbestandteile des in geringen Konzentrationen auftretenden Teers sind aromatische und polyaromatische Kohlenwasserstoffe.

Tabelle 3.15: Analyse des Produktgases aus der ersten Stufe des Energos-Verfahrens.

Zusammensetzung und Heizwert							
N ₂	65,97 %	CH ₄	7,12 %	C ₂ H ₆	0,15 %	Teere	0,0025 %
CO ₂	20,25 %	H ₂	4,55 %	C ₂ H ₄	0,27 %	H _o	4,34 MJ/m ³
O ₂	0,50 %	CO	0,97 %	C ₃ H ₈	0,20 %	λ	0,55

Emissionen und Reststoffe

Die bestehenden Anlagen halten mit der standardmäßig verbauten trockenen Abgasreinigungstechnologie die Grenzwerte der Abfallverbrennungsrichtlinie leicht ein. Dies gilt, trotz des Fehlens jeglicher sekundärer Minderungsmaßnahmen, auch und insbesondere für die NO_x-Emissionen, deren Jahresmittelwerte bei 60-65 mg/m³ liegen.



Abbildung 3.32: Außenansicht Energos-Anlage in Minden (eigene Aufnahme).

Der Glühverlust der Rostasche liegt in der Anlage in Minden regelmäßig unter 5 %, allerdings treten gelegentlich auch Werte bis zu 10 % und selten auch darüber auf. Die GV-Werte erscheinen aufgrund der geringen Luftzahlen in der Primärzone insgesamt aber trotzdem als recht niedrig, werden jedoch durch eine Vielzahl von Analysen über mehrere Jahre bestätigt. Eventuell liegen im Betrieb tatsächlich höhere Luftzahlen vor als die Anlagensteuerung angibt.

Entwicklungsstand und Kosten

Das Energos-Verfahren kann als am Markt etabliertes thermisches Abfall-

Behandlungsverfahren für kleine und mittlere Durchsätze angesehen werden. Zwar ist die erste Energios-Anlage, die 1997 in Ranheim bei Trondheim in Betrieb gegangen ist, vor 2 Jahren außer Betrieb genommen worden, doch sind in Norwegen bereits bis 2002 vier weitere Anlagen mit einem Gesamtdurchsatz von 186 000 Mg/a errichtet worden. Im Jahr 2001 wurde, als erste und bisher einzige Anlage in Deutschland, ein altes Kraftwerk in Minden zu einer Energios-Anlage mit einem nominellen Durchsatz von 39.000 Mg/a umgebaut. Bei einem durchschnittlichen Heizwert von 13 MJ/kg erreicht die Anlage reale Jahresdurchsätze von 32.000-33.000 Mg/a.

Erst 2009 wurde die nächste Anlage auf der englischen Isle of Wight (30.000 Mg/a) in Betrieb genommen, 2010 folgte eine Anlage mit 78.000 Mg/a in Südnorwegen. Zurzeit sind 6 Anlagen mit einer Gesamtkapazität von 636.000 Mg/a im Vereinigten Königreich im Bau. Dort ist die Energios-Technik besonders interessant, da sie als anerkannte Vergasungsanlage einen Bonus von 2 ROCs (Renewable Obligate Certificates) für den exportierten Strom erhält. Diese Regelung mag ein Grund sein, dass sich Energios in den letzten Jahren verstärkt als Vergasungsverfahren auf dem Markt darstellt.

Die bisherigen Betriebserfahrungen lassen nach einer Gesamtbetriebsdauer aller Anlagen von mehr als 550.000 Stunden den Schluss zu, dass Energios-Anlagen bewiesen haben, dass sie zur energetischen Verwertung von Restabfällen aus dem Siedlungsbereich geeignet sind.

Allerdings ist zu beachten, dass die, im Vergleich zur konventionellen Abfallverbrennung kostengünstigere Anlagentechnik mit gewissen Einschränkungen verbunden ist. Eine angemessene Aufbereitung des Brennstoffs aus Siedlungsabfall ist für den verwendeten Rosttyp in jedem Fall unerlässlich. In der Anlage in Minden ist darüber hinaus ein stör anfälliges Zuführsystem für den Brennstoff verbaut (vgl. Abbildung 3.33). Dort führt der mittels Kranschaukel zu beschickende Trichter nicht direkt auf den Rost. Vielmehr ist dazwischen eine Schnecke verbaut, die bei Bändern, langen Folienstücken oder Drähten oder zur Agglomeration neigenden Chargen mit Verstopfungen zu kämpfen hat. [del Alamo 2012, Energios 2013, Sanquist 2011]

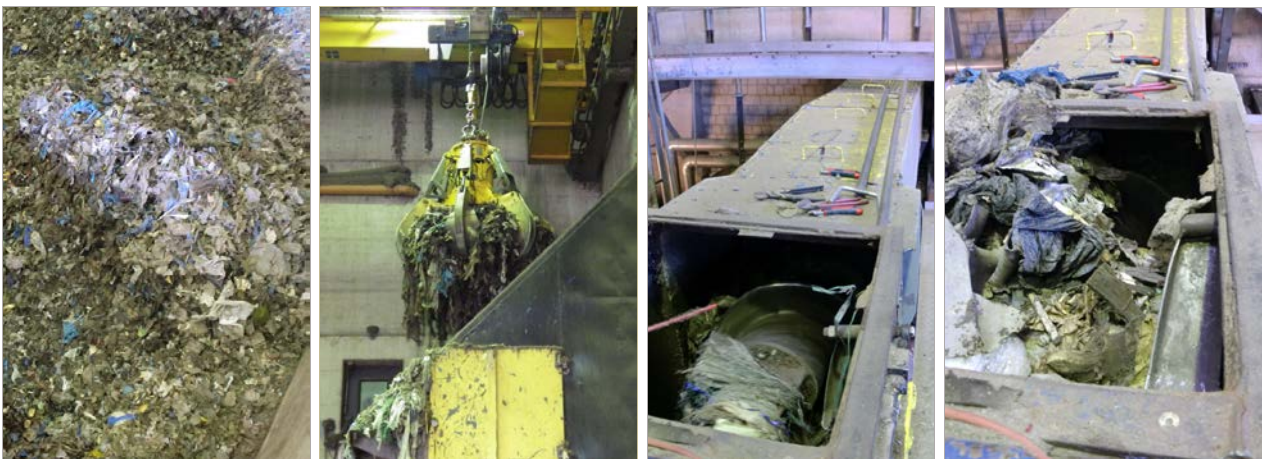


Abbildung 3.33: Abfallbeschickung Energios-Anlage Minden: EBS-Input, Kranbeschickung in Aufgabetrichter, Schnecke im Zuführkanal zwischen Trichter und Rost, verblockte Zuführschnecke (v. links, eigene Fotos).

Die Behandlungskosten für eine Tonne Ersatzbrennstoff werden vom Betreiber des Kraftwerkes in Minden mit 60 bis 70 € beziffert.

3.2.2 Vergasung als Teilschritt von Verbrennungs-Schmelzverfahren

Insbesondere in Japan wurden von verschiedenen Herstellern gestufte Verbrennungsverfahren entwickelt, die aufgrund der hohen Temperaturen in der Verbrennungsstufe ein Schmelzen der

mineralischen Bestandteile, also der Asche, ermöglichen. Als Ergebnis wird in der Regel ein festes, verglastes Produkt erzeugt, das nur wenig eluierbar und damit als Baustoff verwertbar ist.

3.2.2.1 Ebara TwinRec Process (TIFG)

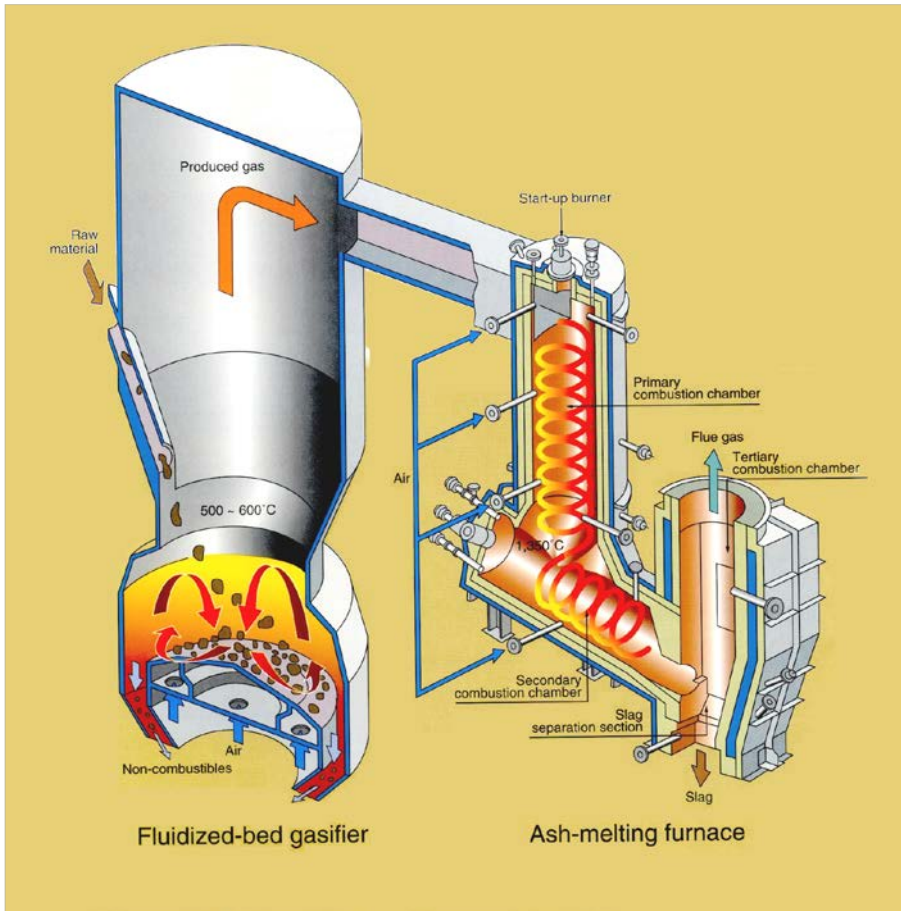


Abbildung 3.34: Schema des Ebara TwinRec Verfahrens [STEINER 2002].

Anfang der 1990er Jahre begann die Ebara Corporation, auf der Basis ihrer Abfallverbrennungsanlagen mit rotierender Wirbelschicht, ein Vergasungsverfahren zu entwickeln, bei dem das Synthesegas direkt in Drall-Brennkammern bei hohen Temperaturen unter gleichzeitiger Einschmelzung der Flugasche verbrannt werden sollte.

Die TwinRec-Anlagen verarbeiten neben Siedlungsabfällen auch Klärschlamm, Krankenhausabfälle, Schredder-Reststoffe und alle Sorten von Kunststoffabfällen.

Technologie

Die Vergasung des Abfalls findet bei 500–600 °C in einer rotierenden Wirbelschicht statt. Als Vergasungsmittel wird Luft eingesetzt. Das Synthesegas gelangt ohne weitere Behandlung direkt von oben in eine senkrechte Drall-Brennkammer und von dort in eine zweite, abwärts geneigte Drall-Brennkammer. Zum kompletten Gasausbrand ist eine senkrechte Verbrennungskammer angeschlossen. Die maximale Verbrennungstemperatur in der ersten Brennkammer beträgt 1.350–1.450 °C.

Den Aufbau einer kompletten TwinReg-Anlage zeigt das nebenstehende

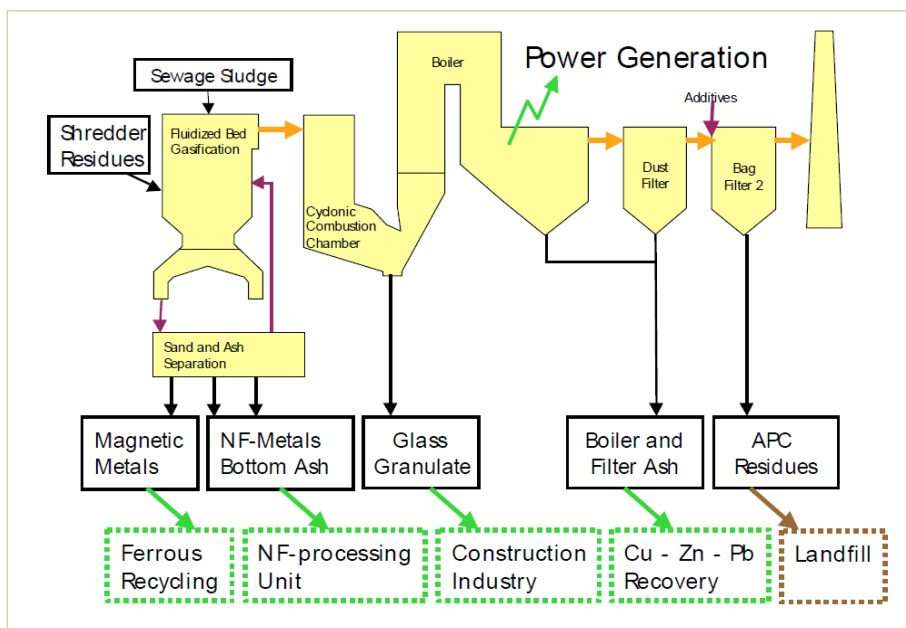


Abbildung 3.35: Fließbild der Aomori TwinRec-Anlage mit Reststoffen und deren Verwertungs- bzw. Entsorgungswegen [STEINER 2002].

Fließbild am Beispiel der ersten kommerziellen Anlage in Aomori. Dort wird bevorzugt die Schredder-Leichtfraktion aus der Automobilentsorgung thermisch behandelt.

Wie bei allen kombinierten Verfahren schließen sich an die Verbrennung Dampfkessel und konventionelle Gasreinigung an.

Betriebsparameter

Angaben zum Betrieb (über die bereits erwähnten Daten hinaus) sind lückenhaft. Veröffentlichte Messungen an der Anlage Kawaguchi, mit 3 Linien à 144 Mg/d dokumentierten einen sehr stabilen Betrieb, bereits in den ersten 2 Monaten nach deren Inbetriebnahme.

Tabelle 3.16: Betriebsparameter TwinRec-Anlage.

Parameter	Wert	Parameter	Wert
Kapazität je Linie	144 - 225 Mg/d	Vergasungstemperatur	500 - 600 °C
Betriebszeit	240 - 280 d/a	Verbrennungstemperatur	1 350 - 1 450 °C
Vergasungsmittel	Luft		

Emissionen und Reststoffe

Der Einsatz konventioneller trockener Rauchgasreinigungstechnik garantiert die Einhaltung der Genehmigungswerte, ist aber auch in der Lage EU-Grenzwerte einzuhalten. Von besonderer Wichtigkeit sind in Japan die Dioxingrenzwerte. An der Demonstrationsanlage wurden über einen Zeitraum von 100 Tagen stets Emissionskonzentrationen von 0,01–0,05 ng(I-TE)/m³ gemessen.

Da beim TwinRec-Verfahren die Vergasungsreststoffe nicht aufgeschmolzen sind, ist bei diesem Verfahren auch eine Rückgewinnung von NE-Metallen möglich und sinnvoll. Diese wird auch in der Anlage in Aomori durchgeführt, da dort durch die verarbeitete Schredderleichtfraktion höhere Metallanteile eingetragen werden. Die Inertfraktion aus der Vergasung und der Reststoff aus der Brennkammer können im Bauwesen verwertet werden. Die Abgasreinigungsrückstände werden entsorgt.

Entwicklungsstand und Kosten

Im November 1995 wurde eine kleine Testanlage mit einem Durchsatz von 7 Mg/d in Sodegaura, im Juli 1997 die obligatorische Pilotanlage mit 20 Mg/d zur Erlangung der Zertifizierung auf dem Gelände des Werks in Fujisawa in Betrieb genommen. Die erste kommerzielle Großanlage mit zwei Linien à 225 Mg/d wurde im Februar 2000 in Aomori übergeben.

Nach dieser ersten Anlage wurden in Japan bis 2009 insgesamt 12 Anlagen mit 21 Linien und einer Gesamtkapazität von 3.100 Mg/d gebaut. Die Informationen aus den laufenden Anlagen lassen auf eine hohe Verfügbarkeit schließen.

Angaben zu den Kosten des Verfahrens wurden nicht gefunden.

3.2.2.2 Hitachi Zosen Gasification and Melting System

Hitachi Zosen entwickelte in den 1990er Jahren ein Abfallbehandlungssystem, das die Vergasung in einer Wirbelschicht mit einer Hochtemperaturverbrennung kombiniert. Eine Demonstrationsanlage ging Ende 1998 in Yore Town mit einem Durchsatz von 33 Mg/d in Betrieb.

Technologie

Wie das folgende Schema zeigt, wird der Abfall in einer stationären Wirbelschicht mit Sandwirbelbett bei 500–600 °C mit Luft vergast. Das Synthesegas gelangt direkt in eine Schmelzfeuererung, wo es bei 1.200–1.400 °C unter gleichzeitigem Aufschmelzen der Flugasche verbrannt wird. Eine weitere Nachbrennkammer, bei Temperaturen über 850 °C betrieben, dient dem

kompletten Gasausbrand. Nachgeschaltet sind wiederum ein Abhitzeessel und eine Gasreinigung. Da die Vergasungsstufe bei moderaten Temperaturen betrieben wird, können aus dem festen Vergasungsrückstand Eisen und Aluminium zurückgewonnen werden.

Entwicklungsstand

Nach der Demonstrationsanlage wurde Ende 2002 zumindest eine weitere Anlage mit zwei Linien und einem Durchsatz von jeweils 75 Mg/d in Sakurai City errichtet. Angaben zu den Behandlungskosten oder der weiteren Entwicklung nach 2002 liegen nicht vor. [HZI 2011]

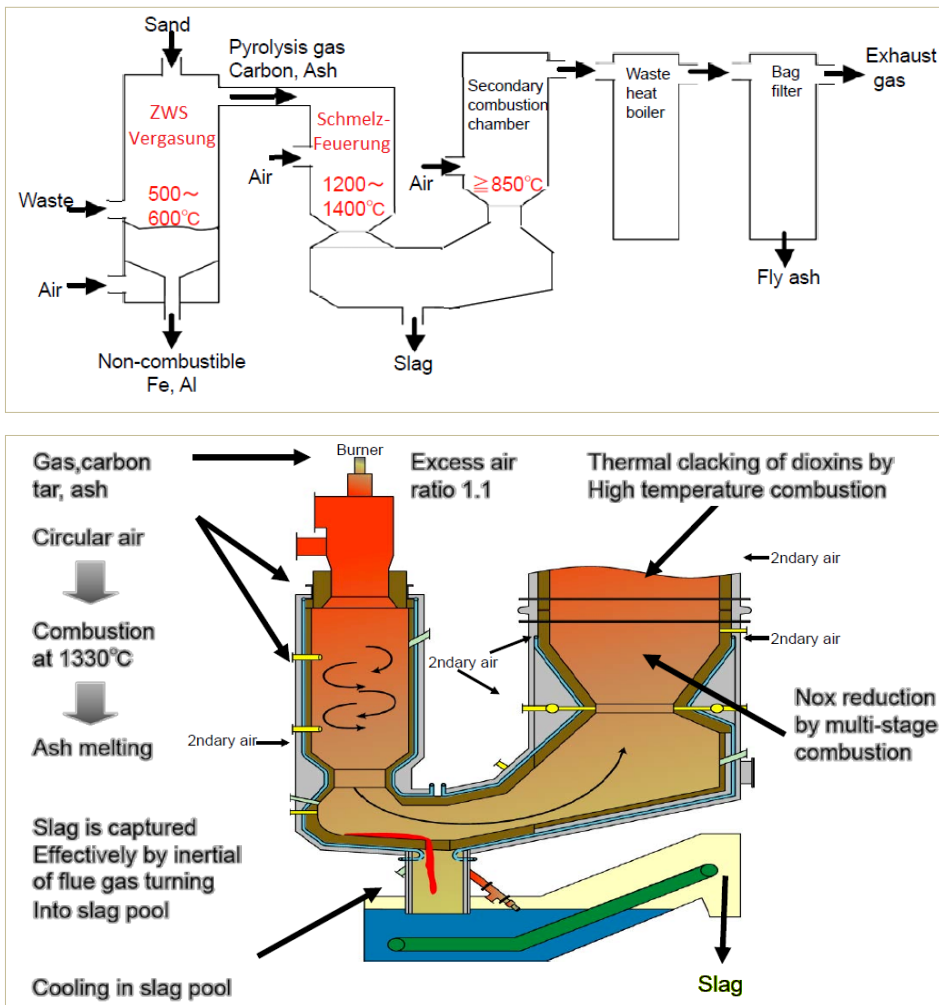


Abbildung 3.36: Hitachi Zosen Gasification and Melting System. Oben: Verfahrensschema; unten: Funktion Schmelzfeuerungs [HZI 2011].

3.2.2.3 JFE High-Temperature Gasifying and Direct Melting Furnace System

Die JFE Engineering Corporation begann im Jahr 1992 mit der Entwicklung des High-Temperature Gasifying and Direct Melting Furnace System, bei dem vorbehandelte Abfälle gemeinsam mit Koks in einer Kombination aus Schachtofen und Wirbelschicht vergast werden. Das Synthesegas wird in einer angeschlossenen Nachbrennkammer verbrannt.

Ab 1995 wurde eine Pilotanlage betrieben, die in Japan für die Zertifizierung des Verfahrens gefordert wird. Die Systemzulassung erfolgte 1998. Im Jahre 2000 wurde ein Auftrag für die erste technische Anlage mit 3 Linien in Kagamigahara erteilt.

Technologie

Der zentrale Vergasungsreaktor wird mit vorbehandeltem Abfall (nur im Falle der Anlage in Fukuyama mit EBS), Koks und Kalkstein von oben beschickt. Am Boden des Ofens bildet sich eine Koksschicht, welche durch Luft, die auf einen Sauerstoffgehalt von 35 % angereichert und über den unteren Düsenkranz zugeführt wird, bei Temperaturen von 2.000 °C und darüber oxidiert wird. Bei den hohen Temperaturen werden die mineralischen Anteile aufgeschmolzen, der Kohlenstoff verbrennt und das Boudouard-Gleichgewicht (siehe Abbildung 2.2) bewirkt, dass als Verbrennungsprodukt des Kokes vorwiegend CO entsteht.

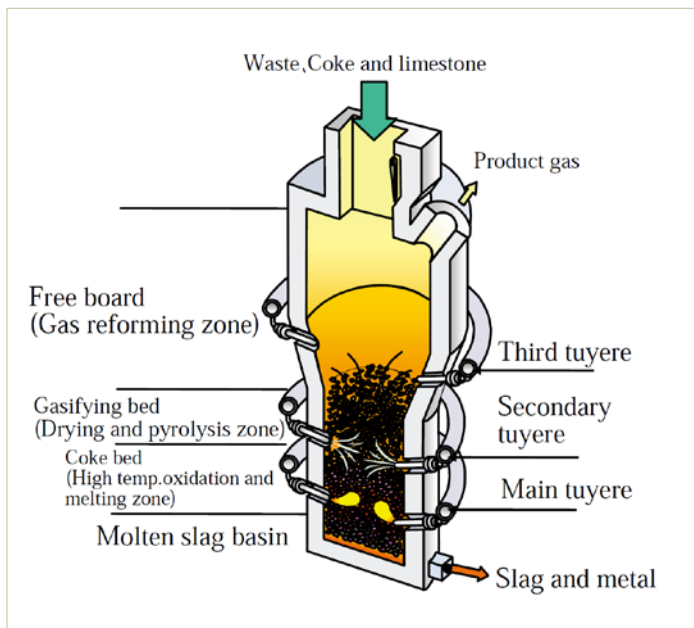


Abbildung 3.37: Vergasungsreaktor des JFE High-Temperature Gasifying and Direct Melting Furnace System, mit Darstellung der Reaktionszonen [Nishino 2001]

Das stark CO-haltige Produktgas aus diesem Bereich gelangt mit etwa 1 000 °C in Zone 2 des Ofens. Die beiden oberen Düsenkranze führen dem Ofen weitere Luft zu, wodurch das Gutbett fluidisiert wird. Die Steuerung von Material- und Luftzufuhr stellt sicher, dass trotz der Fluidisierung im Reaktor Vergasungsbedingungen aufrechterhalten werden. Die Temperaturen in Zone 2 und im Free-board (Zone 3) liegen zwischen 700 und 850 °C. Der Reaktor, dessen Aufbau und Reaktionszonen in nebenstehender Abbildung dargestellt sind, unterscheidet sich von dem weiter unten beschriebenen DMS-Verfahren von Nippon Steel (vgl. Kapitel 3.2.2.5) durch die Fluidisierung des Vergasungsguts. Beim DMS-Verfahren handelt es sich um eine Festbett-Vergasung, während das JFE-Verfahren eine Kombination aus Festbett-Vergasung in der Reaktorbasis und einer Wirbelschicht-Vergasung im oberen Reaktorteil darstellt.

Im Unterschied zum DMS-Verfahren wird das Synthesegas ohne Staubabscheidung in eine Brennkammer geleitet und direkt verbrannt. Nachgeschaltet sind ein Abhitzekessel mit Dampfturbine und Generator, eine halbtrockene Rauchgasreinigung zur Entfernung saurer Gase und eine SCR-Anlage zur Entstickung. Abbildung 3.38 zeigt das Fließbild der Anlage in Fukuyama, nahe Hiroshima. Die einlinige Anlage besitzt eine Kapazität von 314 Mg/d. Sie wurde im Jahr 2004 in Betrieb genommen.

Betriebsparameter

Als Beispiel für die Betriebsparameter einer JFE Anlage sind hier Daten der Anlage in Fukuyama angeführt. Diese Anlage behandelt pelletierten EBS, der in neun Aufbereitungsanlagen in verschiedenen Städten aus Siedlungsabfall hergestellt wird. In Tabelle 3.17 sind die Auslegungswerte gemeinsam mit den in der Praxis ermittelten Schwankungsbereichen für verschiedenen charakteristische Brennstoffgrößen zusammengestellt. Außerdem ist der jährliche Durchsatz angegeben. Bezogen auf die Auslegungskapazität von 314 Mg/d wurde eine Auslastung von ungefähr 60 % realisiert.

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

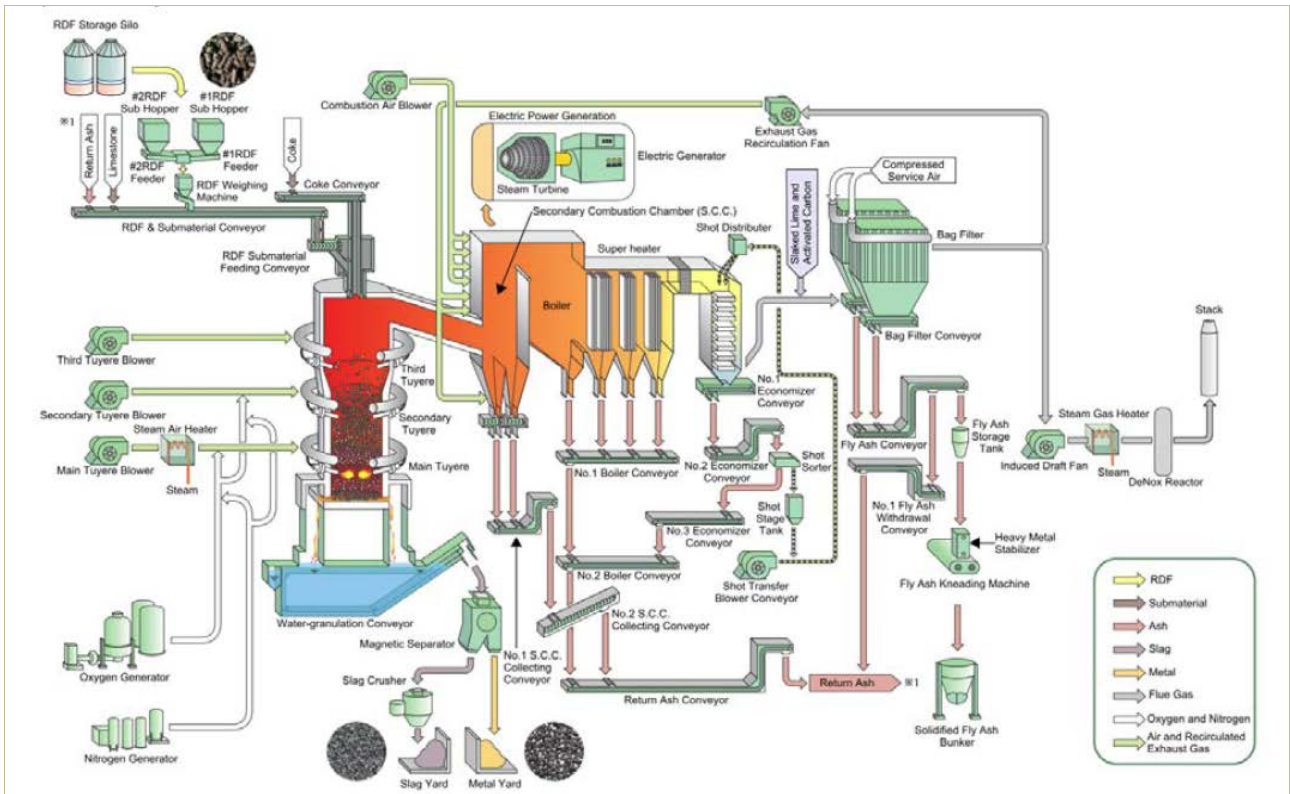


Abbildung 3.38: Schema des JFE High-Temperature Gasifying and Direct Melting Furnace System in Fukuyama [SUZUKI 2011].

Tabelle 3.17: Charakteristische Brennstoffparameter des in der JFE-Anlage verarbeiteten EBS [Suzuki 2011].

Parameter	Einheit	Auslegungswerte	2004-2011 erreicht
Heizwert	MJ/kg	18,2	16,16 - 19,72
Wassergehalt	Gew.-%	8,0	2,2 - 5,8
Brennbares	Gew.-%	81,4	78,7 - 86,5
Aschegehalt	Gew.-%	10,6	9,9 - 15,5
Durchsatz 2009	Mg/a		70.753

Die Betriebsparameter des JFE High-Temperature Gasifying and Direct Melting Furnace System in Fukuyama zeigt Tabelle 3.18.

Tabelle 3.18: Betriebsparameter der JFE-Anlage in Fukuyama [Suzuki 2011].

Parameter	Wert	Parameter	Wert
Kapazität	314 Mg/d	Verbrennungstemperatur	1.000 °C
Linien	1	Dampftemperatur	450 °C
Koksanteil am Feed	≈ 5 %	Dampfdruck	60 bar
Kalkanteil am Feed	≈ 3 %	Kessel-Wirkungsgrad	83 %
Typische Betriebszeit (seit 2004)	250 d/a	Generator	20 MW
Vergasungstemperatur	700 - 2.000 °C	Elektr. Wirkungsgrad	30 %
O ₂ -Anreicherung	35 % in unterer Zone	Strom-Eigenverbrauch	≈ 20 %

Der elektrische Wirkungsgrad bezieht sich auf die Summe der eingetragenen Brennstoffe EBS und Koks. Bei einem Vergleich mit konventionellen Verbrennungsanlagen ist hier zumindest der Energieaufwand zur Herstellung des EBS zu berücksichtigen.

Emissionen und Reststoffe

Durch die nach dem Abhitzekessel installierte Gasreinigung werden die Emissionen soweit reduziert, dass die gesetzlichen Auflagen in Japan eingehalten werden. Für die Anlage in Fukuyama gelten die in Tabelle 3.19 gelisteten Genehmigungswerte. Ebenfalls wiedergegeben sind die in der Praxis gemessenen Emissionen.

Aus den gut 70.000 Tonnen Jahresdurchsatz wurden zwischen 2004 und 2011 jährlich etwa 7.000 Mg an verglaster Schlacke und rund 440 Mg an magnetischen Metallfraktionen zurückgewonnen. Die Inertfraktion aus der Vergasung weist, wie erwartet, Elutionswerte auf, die eine Verwertung im Bauwesen oder in der Zementindustrie zulassen. Die Gasreinigungsrückstände werden stabilisiert und entweder in Big Bags in großen Hallen gelagert oder auf einer Sonderabfalldeponie entsorgt.

Tabelle 3.19: Genehmigungswerte und gemessenen Emissionen der JFE-Anlage in Fukuyama.

Parameter	Einheit	Genehmigungswert	gemessen 11/2009	2010 - 2012
Staub	mg/m ³ _N	11	< 5,6	
HCl	mg/m ³ _N	89	46,7	11 - 35
SO ₂	mg/m ³ _N	63	< 31,7	
NO _x	mg/m ³ _N	114	75,2	21 - 34
PCDD/F	ng[<i>I-TE</i>]/m ³ _N	0,06	0,0019	0,00014 - 0,0062

Entwicklungsstand und Kosten

Zu den Kosten waren keine Angaben verfügbar. Vermutet wird ein Niveau der Behandlungskosten im Bereich des DMS-Verfahrens (vgl. Kapitel 3.2.2.5).

JFE hat zwischen 2003 und 2008 10 Anlagen mit insgesamt 20 Behandlungslinien und einer Gesamtkapazität von ca. 1.500 Mg/d errichtet. Die Anlage in Fukuyama hat in 7 Jahren Betriebszeit keine technisch bedingten außerplanmäßigen Stillstände aufzuweisen. Allerdings ist dabei zu berücksichtigen, dass bei der geringen jährlichen Betriebszeit planmäßig lange Wartungszeiträume verfügbar sind. [Nishino 2009, Nagayama 2010, Suzuki 2011]

3.2.2.4 Kobelco Gasification and Melting System

Die Kobelco Eco-Solutions Co. entwickelte in den 1990er Jahren, wie viele andere Firmen in Japan, ein Verfahren zur kombinierten Vergasung und Verbrennung von Siedlungsabfall. Trotz der Wurzeln der Firma im Stahlbereich, wählte man eine Wirbelschicht als Vergasungsreaktor und nicht einen Schachtofen. Mit der Wirbelschichttechnologie hat die Firma seit 1983 Erfahrungen beim Bau von Abfallverbrennungsanlagen.

Die Verbrennung des Synthesegases findet in einer nachfolgenden Brennkammer statt. Als erste Anlage mit einer Kapazität von 60 Mg/d wurde im Oktober 2000 die Chubu-Kamikita Anlage in Aomori in Betrieb genommen.

Technologie

Das Kernstück der Anlage ist eine stationäre Wirbelschicht, die direkt mit einer Drall-Brennkammer zum Ausbrand des Synthesegases verbunden ist, wie Abbildung 3.39 zeigt.

Der Siedlungsabfall wird zunächst geschreddert und über eine Förderschnecke in die Wirbelschicht eingebracht. Im Reaktor wird der Abfall unter Luftzuführung bei Temperaturen von

550-600 °C vergast. Grobstückige Inertstoffe wie Metallschrott werden unter dem Düsenboden ausgeschleust. Dieses Material wird im Sandklassierer abgetrennt; die metallischen Komponenten werden zurückgewonnen und vermarktet. Die feineren Aschen gelangen mit dem Sand zurück in die Wirbelschicht.

Das staubbeladene Synthesegas wird ohne weitere Behandlung am Reaktorkopf in eine Drall-Brennkammer eingeleitet. Am Kopf der Brennkammer wird Luft eingedüst und das Synthesegas bei rund 1.350 °C verbrannt. Aus Sicherheitsgründen ist in der Feuerung ein Stütz- und Notfall-Brenner installiert, der im Durchschnitt ca. 4 l Treibstoff pro Tonne Abfall verbraucht.

Der Flugstaub wird in der Brennkammer aufgeschmolzen und gelangt in einen Schlackekühler. Das anfallende Granulat wird anschließend gebrochen. Aufgrund der Hochtemperaturbehandlung können für dieses Material hervorragende Eluatwerte angenommen werden. Ob es sich, wie für Japan angegeben, für einen guten Preis vermarkten lässt, darf mit Blick auf den europäischen Markt eher bezweifelt werden.

Der Brennkammer ist ein Abhitzeessel nachgeschaltet, der mit 420 °C und 60 bar betrieben wird. Der elektrische Wirkungsgrad wird für eine Anlage mit einem Durchsatz von 100.000 Mg/a mit 27 % angegeben. Abzüglich Eigenverbrauch wird ein Netto-Wirkungsgrad von 23 % erwartet.

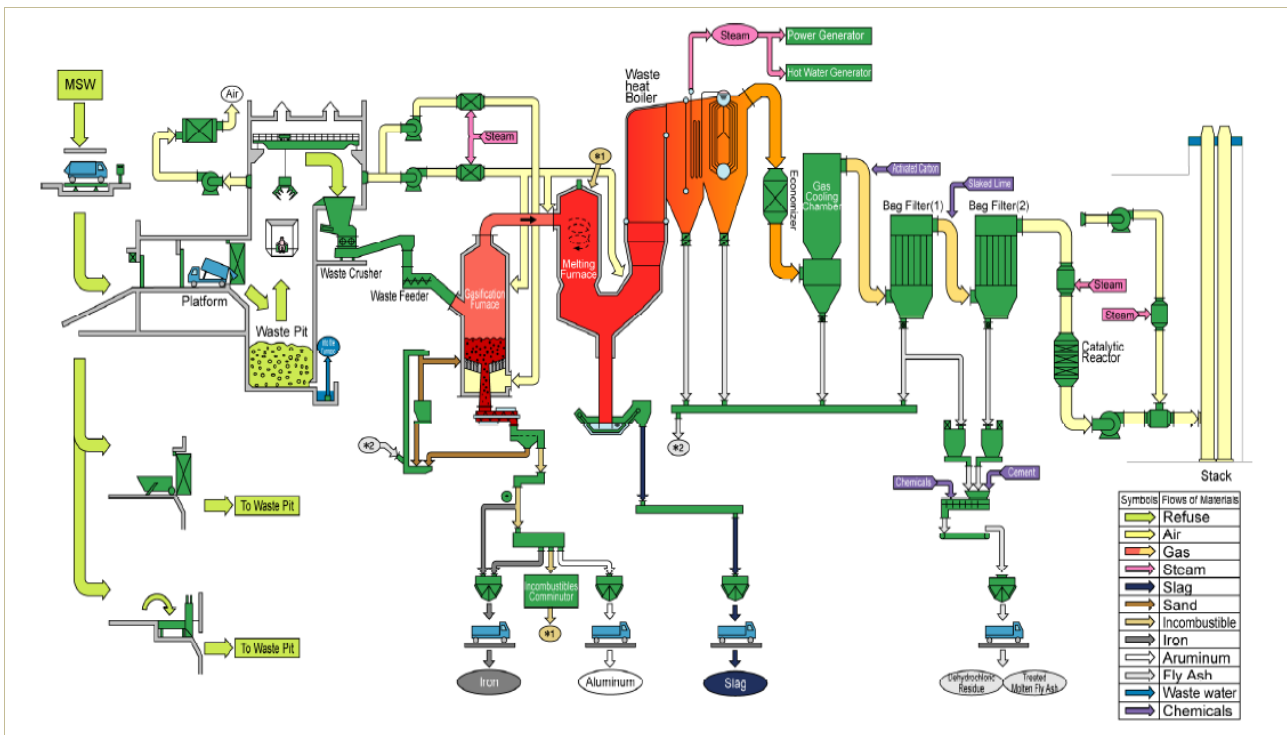


Abbildung 3.39: Schema der Kobelco-Anlage in Ishinomaki [KOBELCO 2013].

Wie das Fließbild der Anlage in Ishinomaki zeigt, verfügt die Anlage über eine konventionelle Gasreinigung. Gewebefilter trennen Flugstäube und Rauchgasreinigungsprodukte ab. Eine SCR-Anlage ist für die Stickoxidreduktion installiert.

Betriebsparameter

Die wesentlichen verfügbaren Betriebsparameter sind in Tabelle 3.20 zusammengefasst. Als maximaler Durchsatz für eine Linie werden von Kobelco 330 Mg/d angegeben, realisiert wurden bisher 175 Mg/d, in der Anlage Sagamihara (2010).

Tabelle 3.20: Betriebsparameter der Kobelco-Anlage in Ishinomaki.

Parameter	Wert	Parameter	Wert
Kapazität	230 Mg/d	Verbrennungstemperatur	1.350 °C
Linien	2	Zusatzbrennstoff	4l/Mg Abfall
Verfügbarkeit (Auslegung)	280 d/a	Dampfatemperatur	300 °C
Betrieb Linie 1 / 2	> 300 d/a	Dampfdruck	30 bar
Vergasungsmittel	Luft	Generator	1,3 MW
Vergasungstemperatur	550 - 600 °C	Wirkungsgrad	25 %

Im Routinebetrieb wird die Anlage nach ca. 3 Monaten planmäßig zur Revision abgefahren. Als längste ununterbrochene Betriebszeit werden vom Hersteller 308 Tage genannt. Abbildung 3.40 zeigt die Betriebszeiten der beiden Linien in Ishinomaki für den Zeitraum von Dezember 2002 bis Juni 2006. Die Unterbrechungen im gelben bzw. grauen Farbband unterhalb der Durchsatzgrafik markieren die Stillstandszeiten, die im Regelfall geplant sind jedoch beispielsweise auch durch Erdbeben verursacht werden. In Ishinomaki wurden die Linien nach einem solchen Stillstand innerhalb von 24 h (Linie 1) bzw. 72 h (Linie 2) wieder angefahren.

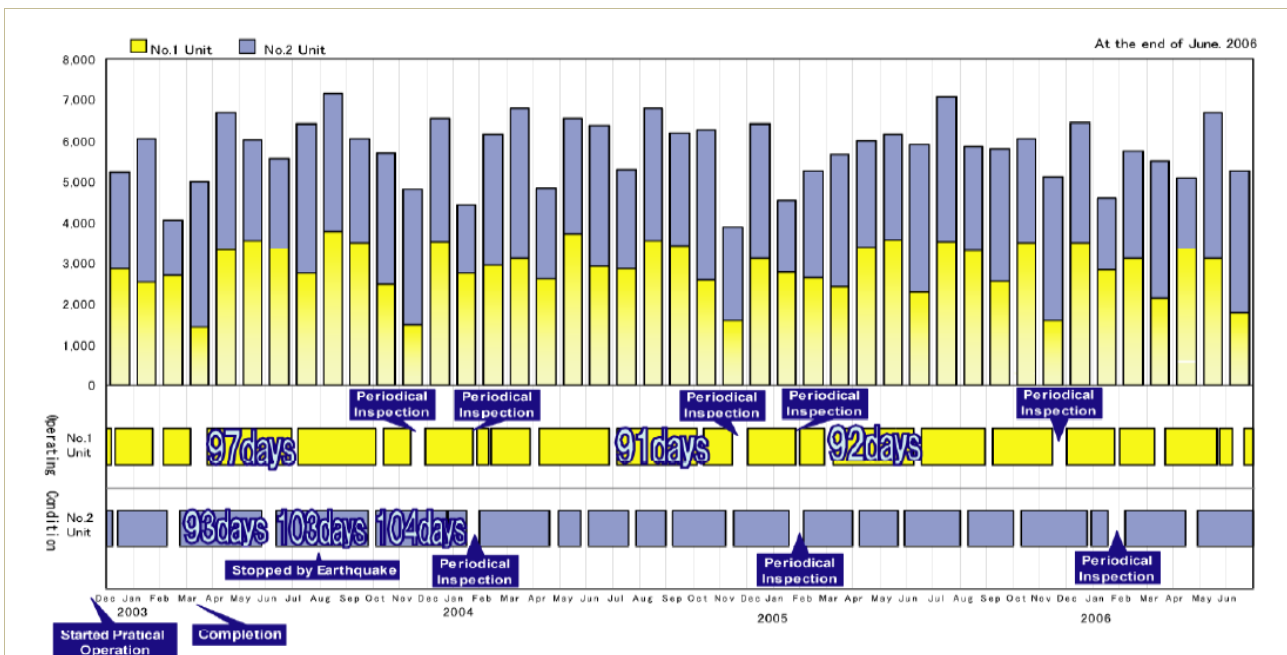


Abbildung 3.40: Betriebs- und Standzeiten der Kobelco-Anlage in Ishinomaki (gelb: Linie 1, grau: Linie 2) [ITO 2006].

Emissionen und Reststoffe

Die übliche trockene Rauchgasreinigung sichert die Einhaltung der in Japan eher moderaten Genehmigungswerte. Bei entsprechend angepasster Fahrweise wären aber auch die europäischen Grenzwerte einzuhalten.

Die Vergasungsreststoffe aus dem Wirbelschichtreaktor sind nicht geschmolzen und passieren eine Magnetabscheidung und eine Wirbelstromanlage. Die rückgewonnenen Metalle, Eisen und besonders Aluminium, werden vermarktet. Die Inertstoffe zusammen mit den in der Brennkammer anfallenden geschmolzenen Flugaschen lassen sich im Bauwesen verwerten. In Japan werden Preise von ca. 150 ¥/Mg ($\approx 1,10$ €/Mg) erzielt, wenn das Material als Asphalt-Zuschlagstoff verwendet werden kann. Die Abgasreinigungsrückstände werden entsorgt.

Kosten und Entwicklungsstand

Die vollständigen Behandlungskosten sind nicht bekannt. Für die Anlage Ishinomaki wurden für den Zeitraum April bis Oktober 2005 Betriebskosten veröffentlicht. Als Mittelwert für den Zeitraum werden 1 200 ¥/Mg angegeben, was etwa 8,50 €/Mg entspricht. Allerdings beziehen sich die Werte nur auf die Betriebsstoffe (Zusatzbrennstoff, RGR-Additive, Wasser, Strom) und die Flugascheentsorgung. Personalkosten, Wartung oder Instandhaltung sind ebenso wenig berücksichtigt wie Abschreibungen oder Investitionskosten.

Bis 2013 wurden in Japan 14 und in Südkorea von einem Lizenznehmer 2 Anlagen errichtet. Die Gesamtkapazität beträgt 2.589 Mg/d. Die Anlagen sind teilweise seit 13 Jahren in Betrieb und haben sich im Betrieb als langzeitstabil erwiesen. [Ito 2006, Kobelco 2013]

3.2.2.5 Nippon Steel Direct Melting System (DMS)

Basierend auf der Schachtofentechnologie bei der Eisenverhüttung begann die Nippon Steel & Sumikin Co. in Fukuoka – neben anderen japanischen Firmen – Anfang der 1970er Jahre mit der Entwicklung eines Verfahrens zur gemeinsamen Festbettvergasung von Kohle und Siedlungsabfall. Daraus entstand das heute in Japan weit verbreitete MSW Direct Melting System DMS. Die erste Anlage nach diesem Prinzip mit einer Kapazität von 2x50 Mg/d ging bereits 1979 in Betrieb.

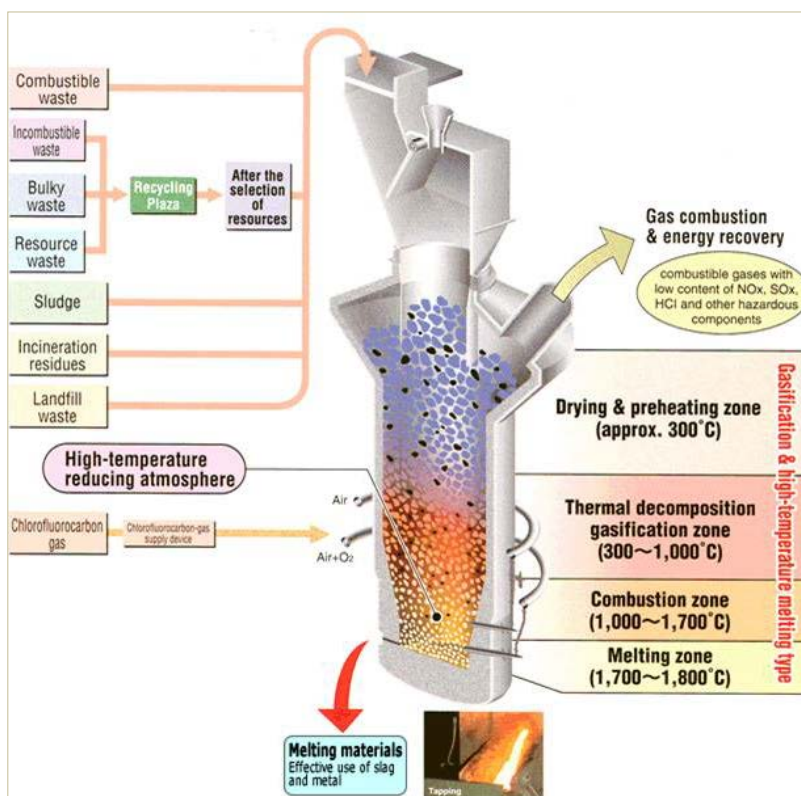


Abbildung 3.41: Schachtofen des Nippon Steel DMS-Verfahrens mit Darstellung der Reaktionszonen.

Im unteren Teil des Ofens findet eine Verbrennung der Abfall-Koks-Mischung statt, die die zur Vergasung benötigte Energie liefert. In der Basis des Ofens steigt die Temperatur auf bis zu 1.800 °C, so dass der mineralische Anteil des Abfalls schmilzt. Oberhalb der Schmelzzone beträgt die Verbrennungstemperatur 1.000–1.700 °C. Weiter oben im Gutbett findet eine Vergasung bei Temperaturen zwischen 300 und 1.000 °C statt. Im oberen Bereich trocknet der Abfall.

Als Vergasungsmittel wird Luft verwendet, die auf 36 % Sauerstoff angereichert wird. Das Synthesegas wird am Kopf des Ofens abgezogen, die aufgeschmolzenen Reststoffe am Fuß abgestochen.

Technologie

Prinzip des Verfahrens ist die gemeinsame Festbett-Vergasung von Siedlungsabfällen oder anderen brennbaren wie auch unbrennbaren (z.B. Aschen) Abfallarten und Koks in einem Schachtofen. Der Koksanteil schwankt zwischen 5 und 10 %. Der unbehandelte Abfall (maximale Kantenlänge 800 mm) wird mit dem Koks und dem zur prozessinternen Entschwefelung und als Flussmittel zugesetzten Kalkstein von oben in den Schachtofen eingegeben.

Die nebenstehende Abbildung zeigt schematisch die einzelnen Temperatur- und Reaktionszonen im Schachtofen.

Im unteren Teil des Ofens findet eine Verbrennung der Abfall-Koks-Mischung statt, die die zur Vergasung benötigte Energie liefert. In der Basis des Ofens steigt die Temperatur auf bis zu

Das Fließbild einer kompletten DMS-Anlage, wie sie z.B. im Munakata Eco Park auf Kiushu steht, zeigt die untenstehende Abbildung.

Wie im Fließbild dargestellt, gelangt das Synthesegas über einen Zyklon zur Abscheidung grober Flugstäube in eine Drall-Brennkammer und wird bei 940 °C verbrannt. Der Brennkammer nachgeschaltet sind ein Abhitzeessel und eine Kalzium-basierte halbtrockene Rauchgasreinigung mit einer SCR-Anlage zur katalytischen Stickoxidreduktion.

Betriebsparameter

Als Beispiel für die Betriebsparameter des DMS-Prozesses sind hier die Daten der Anlage im Mukata Eco Park aufgeführt.

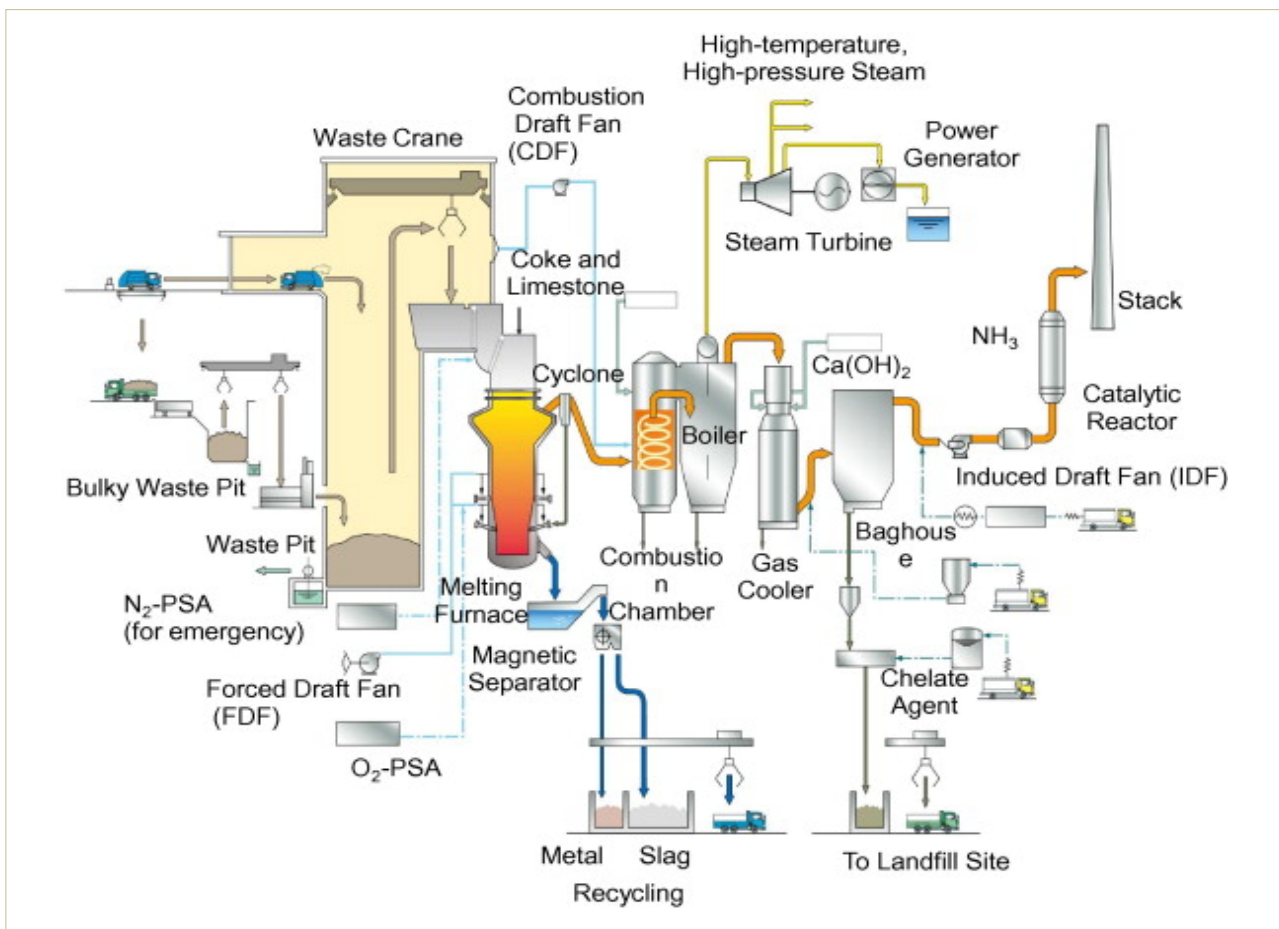


Abbildung 3.42: Schema des Nippon Steel DMS-Verfahrens.

Tabelle 3.21: Betriebsparameter der Nippon Steel DMS-Anlage im Mukata Eco Park auf Kiushu.

Parameter	Wert	Parameter	Wert
Kapazität	44.000 Mg/a	Abfallfeuchte	50-55 %
Linien	2	Verweilzeit	4 h
Kapazität pro Linie	80 Mg/d	Vergasungstemperatur	300 - 1.000 °C
Koks Durchsatz	61 kg/Mg Abfall	O ₂ -Anreicherung	36 Vol.-%
Abfalldurchsatz 2008	32.177 Mg	Verbrennungstemperatur	≈ 940 °C
Koksdurchsatz 2008	1.954 Mg	Dampfdruck	40 bar

Design-Betriebszeit	240 d/a	Dampf Temperatur	400 °C
Betriebszeit Linie 1 2008	183 d	Generator	2,4 MW
Betriebszeit Linie 2 2008	202 d	Typische Stromerzeugung	1,2 MW
Parallelbetrieb der Linien	28 d	Stromexport 2008	722 MWh

Emissionen und Reststoffe

Für die Anlage in Mukata wurden für das Jahr 2009 die in Tabelle 3.22 dargestellten gasförmigen Emissionen ermittelt. In der Tabelle ebenfalls aufgeführt sind die zugehörigen Genehmigungswerte. Es zeigt sich, dass nur die HCl-Emission die europäischen Grenzwerte überschreiten würde. Diese wäre leicht durch erhöhten Reagenzeintrag zu optimieren.

Tabelle 3.22: Emissionswerte der Nippon Steel DMS-Anlage im Mukata Eco Park auf Kiushu.

Parameter	Einheit	Genehmigungswert	gemessen 11/2009
Staub	mg/m ³ _N	10	< 1
CO	ppm	30	< 1
HCl	ppm	50	18
SO ₂	ppm	50	2
NO _x	ppm	50	19
PCDD/F	ng [I-TE]/m ³ _N	0.1	0.000046

Die geschmolzene Schlacke wird gequencht und gebrochen. Über eine Magnetabscheidung wird Eisenschrott zurückgewonnen. Die Mineralfraktion geht in den Straßenbau.

Die Reststoffe der Rauchgasreinigung werden mittels Zugabe eines Chelatbilders stabilisiert und auf einer speziellen Deponie abgelagert. In Mukata wurden sie in Big Bags in großen Hallen gelagert.

Kosten und Entwicklungsstand

Für die DMS-Anlage im Mukata Eco Park auf Kiushu wurden für 2009 Betriebskosten von ca. 160 €/Mg Abfall angegeben. Es ist jedoch nicht genau angegeben, welche Positionen diese Betriebskosten umfassen.

Die erste kommerzielle Anlage mit einer Kapazität 2 x 50 Mg/d startete bereits 1979 in Kamashi den Betrieb. Die zweite Anlage, mit 3 x 150 Mg/d wurde 1980 in Ibaraki in Betrieb genommen. Bis 2009 sind in Japan 28 DMS-Anlagen mit insgesamt 57 Linien und einer Gesamtkapazität von 6.200 Mg/d in Betrieb gegangen. Die Anlagen scheinen eine relativ hohe Verfügbarkeit zu haben. In Mukata wurden die relativ kurzen Betriebszeiten durch den verfügbaren Abfall bestimmt. [IEA 2009, Tanagaki 2012]

3.2.3 Vergasung zur Gaserzeugung

3.2.3.1 Ebara UBE Process (EUP)

Die Ebara Corporation hat zusammen mit der Ube Industries Ltd. auf der Basis des TwinRec-Verfahrens einen Prozess zur zweistufigen Druckvergasung von Kunststoffabfällen aus dem Verpackungssektor entwickelt. Die Vergasung wird bei einem Druck von 10 bar betrieben. Das Synthesegas wird jedoch nicht, wie beim Ebara TwinRec Process zur Flugascheschmelze, verbrannt, sondern gereinigt und stofflich oder als Treibstoff genutzt. Eine Demonstrationsanlage mit 30 Mg/d wurde im Jahr 2000 in Ube City in Betrieb genommen.

Technologie

Das Schema einer Ebara-Ube-Anlage zeigt Abbildung 3.43. Der erste Vergaser ist eine rotierende Wirbelschicht, die bei 600–800 °C betrieben wird und unter 10 bar Druck steht. Das Vergasungsmittel ist eine Mischung aus Sauerstoff und Wasser. Das Gas aus der ersten Stufe gelangt direkt in eine zweite Hochtemperatur-Vergasungskammer, die bei Temperaturen von 1.300–1.500 °C betrieben wird.

Das Produktgas wird gereinigt und im gezeigten Fall einer Ammoniaksynthese zugeführt.

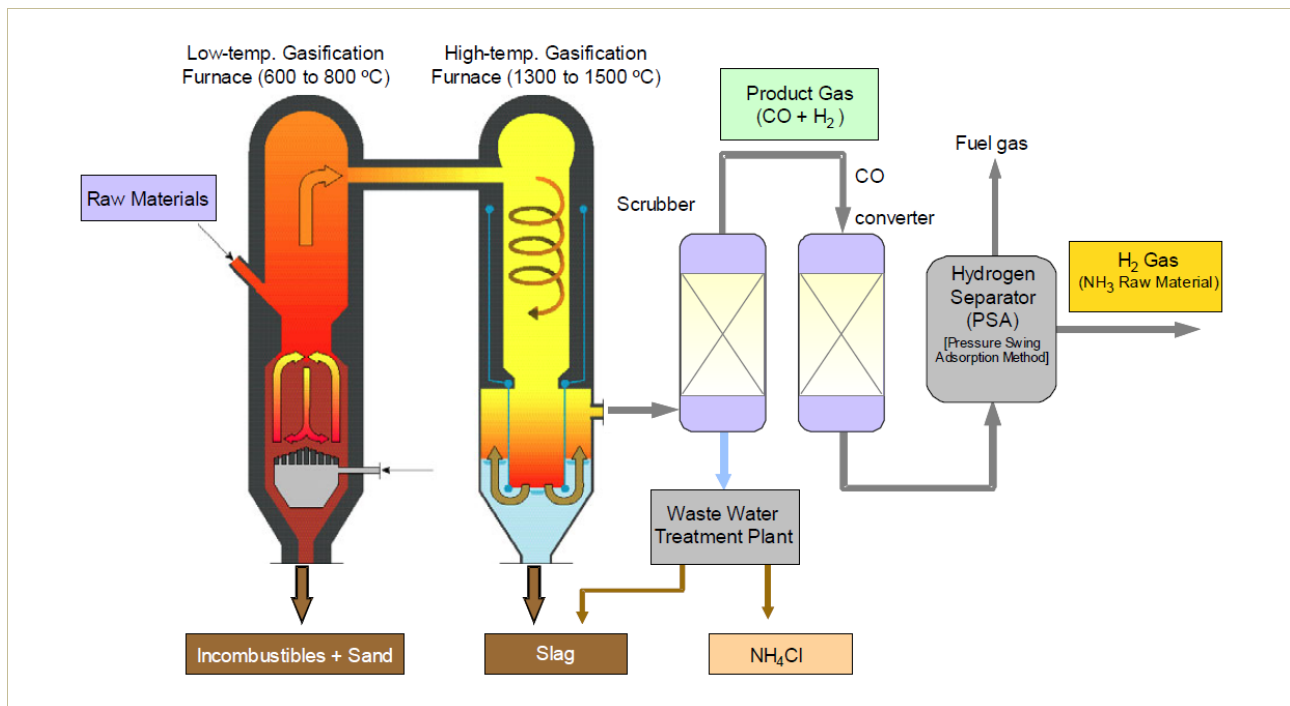


Abbildung 3.43: Schema des Ebara UBE-Prozesses [STEINER 2002].

Betriebsparameter

Eine EUP Anlage, die 30 Mg/h an Kunststoffabfällen mit einem unteren Heizwert von 27–37 MJ/kg behandelt, erzeugt 3.350 m³/h an Synthesegas mit einer Zusammensetzung von 40–45 Vol.-% H₂ und 25–30 Vol.-% CO. Nach der CO-Konvertierung erhält man 2.000–2.200 m³/h H₂ mit einer Reinheit von 99,9 Vol.-%.

Kosten und Entwicklungsstand

Auf dem Gelände der Demonstrationsanlage wurde 2002 eine weitere Anlage mit 65 Mg/d erbaut, der 2003 eine zweizügige Anlage mit je 98 Mg/d folgte.

Daten zu weiteren Betriebsparametern und Kosten wurden nicht gefunden. [Steiner 2002, Ebara 1999]

3.2.3.2 Kopf Vergasung

Das Kopf-Verfahren ist ein speziell auf die Vergasung von Klärschlamm zugeschnittenes Wirbelschichtverfahren. Der Energieinhalt des Produktgases soll im BHKW zu Wärme und Strom gewandelt werden. Eine Pilotanlage mit einer Kapazität von ca. 1.200 Mg/a wurde 2002 im baden-württembergischen Balingen in Betrieb genommen und im Jahr 2011 auf eine Kapazität von 2.200 Mg/a erweitert. Eine Industrieanlage mit einer Kapazität von 5.000 Mg/a sollte im Jahr 2010 in Mannheim in Betrieb genommen werden. [Delavelle 2012] Zum aktuellen Zeitpunkt scheint der Regelbetrieb dieser Anlage noch nicht erreicht.



Abbildung 3.44: Anlage zur Klärschlamm-Vergasung in Balingen.

Technologie

Das Inputmaterial Klärschlamm, mit einem TS-Gehalt von 85 bis 96 %, wird im ersten Schritt dem Gaskühler zugeführt. Das heiße Produktgas wird dort durch Quenchwasser abgekühlt und durch die Klärschlamm-schüttung gesaugt. Dabei sollen die Teere aus dem Produktgas in der Klärschlamm-schüttung abgeschieden und mit dieser in den Vergaser zurückgeführt werden. Der Klärschlamm wird anschließend dem Reaktor zugeführt, der nach dem Prinzip der stationären Wirbelschicht arbeitet. Als Vergasungsmittel kommt vorgewärmte Luft zum Einsatz. Der Vergaser wird bei Temperaturen knapp unterhalb

von 900 °C autotherm betrieben. Das Produktgas wird zur Vorwärmung der Vergasungsluft über einen rekuperativen Wärmeübertrager geführt und nach der geschilderten Quenche und einer Gasreinigung (Entstaubung und Kondensatabscheidung) im BHKW verwertet.

Betriebsparameter

Für den Reaktor wird ein Temperaturbereich von 850 bis 880 °C angegeben. Die Verweilzeit der Feststoffe von ca. 30 Minuten soll die vollständige Zersetzung der organischen Bestandteile sicherstellen. Das Produktgas enthält 6–10 % H₂, 6–10 % CO und 3–5 % CH₄. Die thermische Leistung der Pilotanlage beträgt 140 kW_{th} und 70 kW_{el}. [Delavelle 2012]

Kosten

Der Betreiber rechnet für eine Anlage mit 667 kg_{TS}/h (5.000 Mg/a bei 7.500 jährlichen Betriebsstunden), mit Investitionskosten von 6,8 Mio. € für technische Ausrüstung und Baumaßnahmen. Angaben über die spezifischen Behandlungskosten liegen nicht vor.

3.2.3.3 Noell-Konversionsverfahren

Das Noell-Konversionsverfahren wurde für heterogene Abfälle entwickelt. Es besteht aus zwei thermischen Behandlungsstufen: Einer Pyrolysestufe in Form eines indirekt beheizten Drehrohrreaktors und einem Flugstrom-Vergasungsreaktor. Zunächst werden die Abfälle in der Pyrolysestufe thermisch vorbehandelt und anschließend im Flugstromvergaser zu einem Synthesegas umgewandelt. Die mineralischen Bestandteile des Einsatzmaterials werden geschmolzen und damit weitgehend inertisiert.

Technologie

In Abbildung 3.45 ist der grundlegende Verfahrensablauf dargestellt. Mit seinem modulartigen Aufbau sollte das Verfahren unter Berücksichtigung von Einsatzstoffen und Standortbedingungen flexibel arbeiten können.

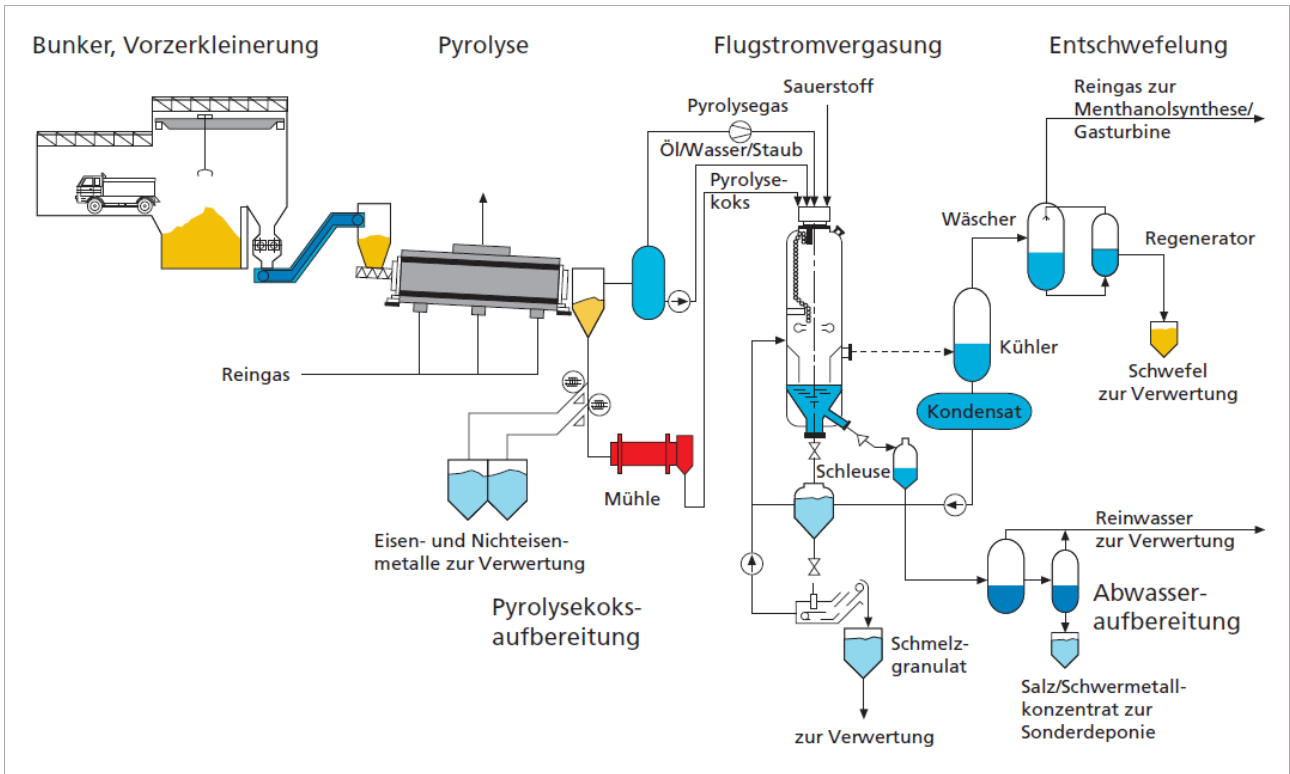


Abbildung 3.45: Fließbild des Noell-Konversionsverfahrens [Thomé 1994].

Abbildung 3.46 gibt einen Überblick über das Verfahrensprinzip und die Stoffströme der Pyrolysestufe.

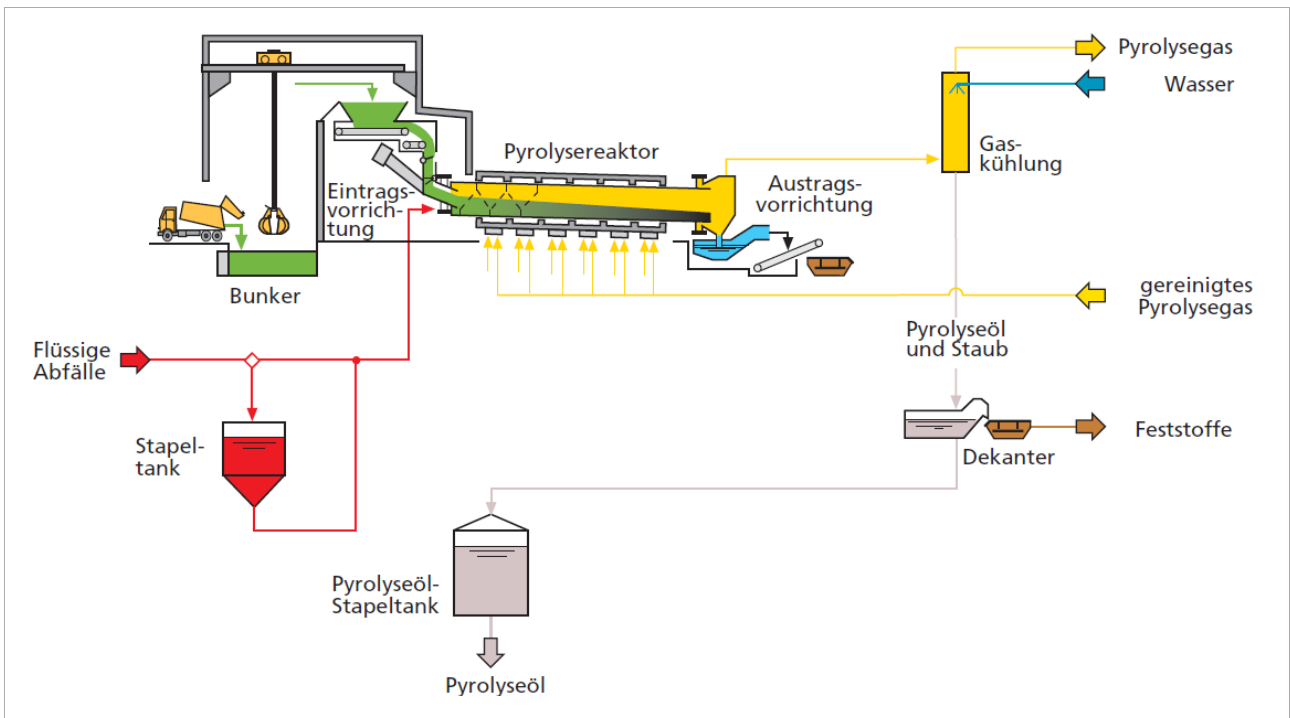


Abbildung 3.46: Pyrolysestufe im Noell-Konversionsverfahren [Thomé 1994, bearbeitet].

Mit einer Rotorschere zerkleinerter Abfall wird durch eine Schleuse und eine hydraulisch angetriebene Schnecke in den Reaktor gefördert, der als indirekt beheizbares Drehrohr ausgeführt

ist. Vor und nach dem Befüllen wird die Schleuse mit Stickstoff inertisiert, damit die Pyrolyse unter Sauerstoffausschluss abläuft.

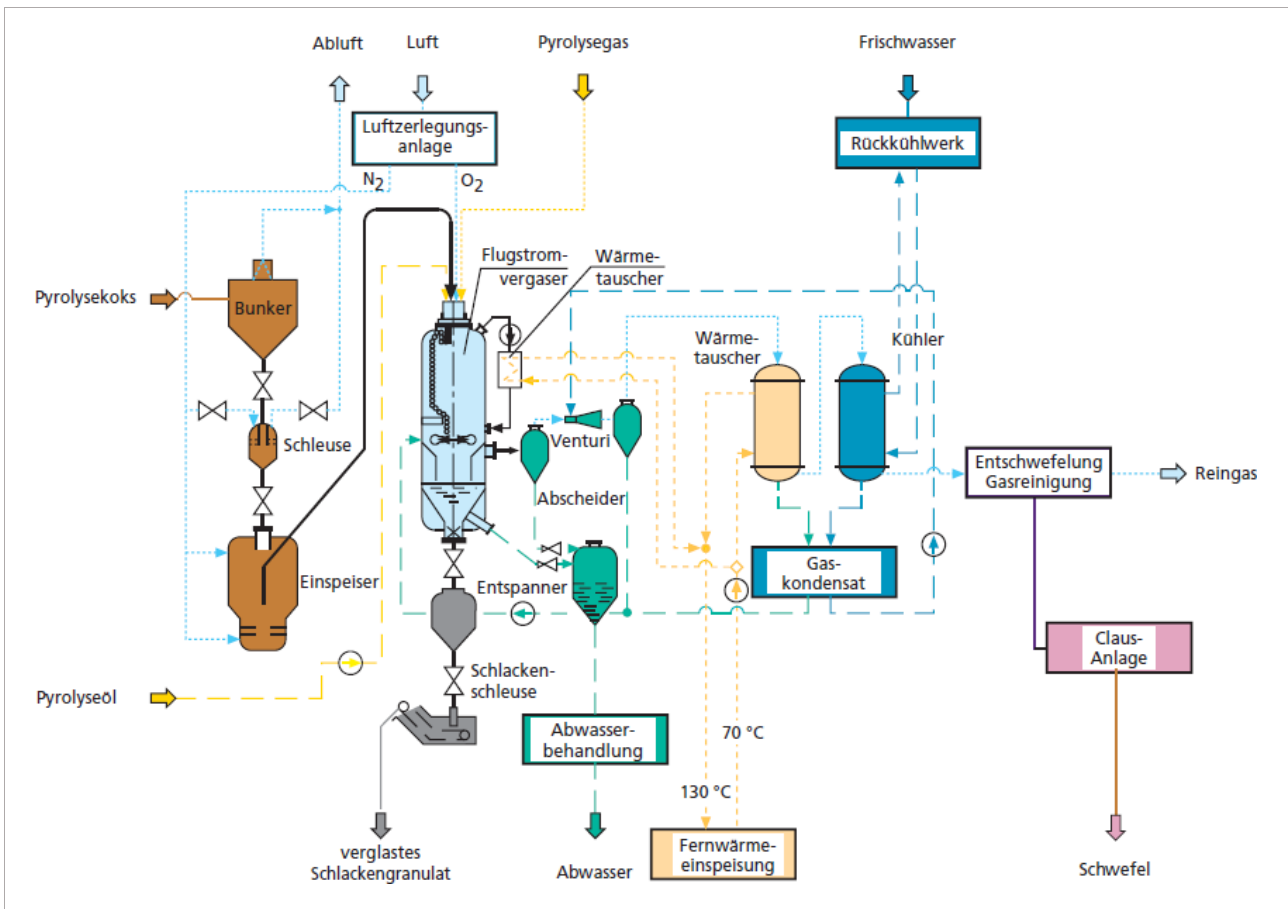


Abbildung 3.47: Vergasungsstufe mit Flugstromvergaser im Noell-Konversionsverfahren [Thomé 1994, bearbeitet].

Der Abfall durchläuft das geneigte Drehrohr und wird dabei entgast. Der Pyrolyserückstand wird durch einen Nassentschlacker ausgelesen. Mit der Abdichtung des Drehrohrs wird sichergestellt, dass auch bei starken Druckschwankungen weder Pyrolysegasdurchbrüche noch Sauerstoffeinbrüche auftreten.

Das Drehrohr wird mit mehreren Brennern beheizt, sodass der Reaktor axial in regelbare Brennerzonen unterteilt wird, die dem örtlichen Bedarf des Prozesses angepasst sind.

Die flüchtigen Bestandteile werden als Pyrolysegas mit Temperaturen bis zu 650 °C aus dem Reaktor abgeführt. Das Gas wird in zwei Wassersprühkühlern gequenchet, um die kondensierbaren Bestandteile des Rohgases zu gewinnen. Die Pyrolyseöl-/Wasseremulsionen werden in zwei statischen Dekantern getrennt. Das Abwasser wird nach Kühlung wieder den Sprühstufen zugeführt. Das gekühlte Pyrolysegas gelangt nach Abscheidung der kondensierbaren Kohlenwasserstoffe durch eine Druckerhöhungsstufe in den Flugstromvergaser.

Der Pyrolysekoks wird nach seinem Austrag aus dem Reaktor gekühlt und mit mechanischen Trennverfahren aufbereitet. Eisen- und Nichteisenmetallschrotte werden abgetrennt und Verwertungsanlagen zugeführt.

Die Technologie der sich anschließenden Vergasungsstufe wurde aus der als GSP-Verfahren eingeführten Technologie zur Vergasung staubförmiger Brennstoffe entwickelt [Schingnitz 1993]. Eine Prinzipdarstellung des Flugstromvergasers zeigt Abbildung 3.47.

Der aus der ersten Stufe des Verfahrens anfallende Pyrolysekoks wird zu Brennstaub gemahlen und durch eine Dichtstromförderung dem Flugstromvergasungsreaktor zugeführt. Auch das aufbereitete Pyrolysegas wird dem Flugstromvergaser zugeführt, ebenso wie die abgeschiedenen Kondensate und das Pyrolyseöl, das mit einer Dickstoffpumpe in den Reaktor gefördert wird.

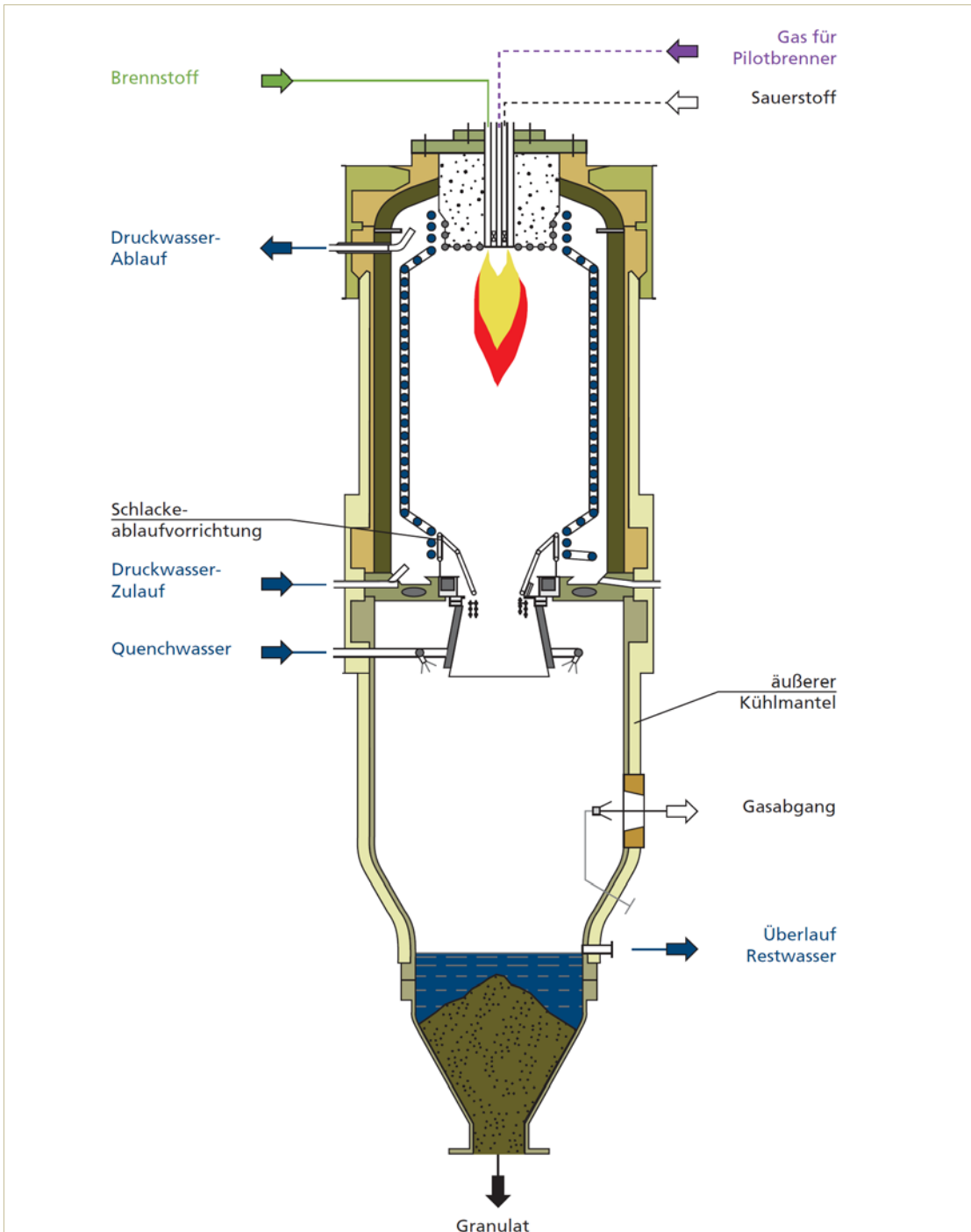


Abbildung 3.48: Flugstromvergasers - Prinzipdarstellung [Schingnitz 1994].

Bei der Vergasung mit Sauerstoff bei hohen Temperaturen wird die organische Substanz in den Inputstoffen in ein Rohsynthesegas verwandelt, das nach seiner Aufbereitung sowohl stofflich als auch energetisch genutzt werden kann. Höhere Kohlenwasserstoffe, einschließlich der toxi-

schen Komponenten, werden zerstört. Dioxine und Furane durch de novo-Synthese können auf Grund der reduzierenden Atmosphäre nicht gebildet werden. Die anorganischen Bestandteile werden geschmolzen und als verglastes Granulat aus dem Prozess abgezogen.

Der Hauptprozess ist die Partialoxidation mit technisch reinem Sauerstoff in einer Flammenreaktion bei 2 bis 25 bar, wobei die Reaktionstemperaturen oberhalb der Schmelztemperatur der mineralischen Inhaltsstoffe eingestellt werden.

Voraussetzung für die Vergasung des staubförmigen Pyrolysekokes und weiterer vorbehandelter Abfälle, beispielsweise von getrocknetem und nachzerkleinertem Klärschlamm mit Korngrößen kleiner als 0,5 mm, ist eine gut regelbare und gleichmäßige Zuführung zum Vergasungsreaktor. Dazu wird das staubförmige Material in einem wechselweise betriebenen Druckschleusensystem mit Inertgas auf den Anlagendruck gebracht und einem Dosierbehälter zugeführt. Durch Injektion eines inerten, wahlweise auch brennbaren Trägergases in das Unterteil dieses Dosierbehälters wird der Staub örtlich begrenzt fluidisiert und als dichte Suspension im Trägergas dem Brenner des Vergasungsreaktors zugeführt.

Die Vergasung findet in einem wassergekühlten zylindrischen Reaktor statt (Abbildung 3.48). Der Vergasungsbrenner sitzt am Kopf des Reaktors. Er dient der Zuführung des zu vergasenden Materials und Sauerstoffs. Mit dem Brenner wird auch die Pilotflamme aufrechterhalten. Dafür wird brennbares Gas fremder Herkunft – z.B. Erdgas oder Klärgas – oder rückgeführtes Reingas verwendet. In den Brenner sind Zünd- und Überwachungseinrichtungen integriert.

Zur Umsetzung der organischen Inhaltsstoffe mit dem Sauerstoff wird das Mengenstrom-Verhältnis Sauerstoff zu Einsatzgut so eingestellt, dass bei Endtemperaturen von etwa 1.400 bis 1.700 °C ein CO- und H₂-reiches, aber kohlenwasserstofffreies, reduzierend wirkendes Gas entsteht. Bei diesen Temperaturen schmelzen die mineralischen Bestandteile und fließen als Schlackefilm an der mit feuerfester Stampfmasse ausgekleideten Reaktorwand nach unten, die durch eine dünne Schicht erstarrter Schlacke geschützt wird.

Heißgas und Flüssigschlacke verlassen den Reaktionsraum gemeinsam durch eine zentrale Öffnung im Boden. In der unter dem Reaktionsraum angeordneten Kühlzone werden Gas und Schlacke mit Wasser in Kontakt gebracht. Die Schlacke erstarrt und zerfällt zu einem körnigen Granulat glasiger Struktur, das durch eine Schleusenkammer und ein Kratzband ausgetragen wird.

Das Gas wird abhängig vom Betriebsdruck auf 150 bis 200 °C gekühlt und mit Wasserdampf gesättigt. Das gesättigte und durch den Kontakt mit Wasser vorgereinigte Gas wird unter Gewinnung von Niederdruckdampf weiter gekühlt. Der Schwefel im Brennstoff wird zu Schwefelwasserstoff umgewandelt, der aus dem Gas abgetrennt und zu Elementarschwefel aufgearbeitet wird.

In der Kühlzone fällt Prozessabwasser an, das einen wesentlichen Teil der im Heißgas enthaltenen Verunreinigungen, wie Alkalichloride, Ammoniak, Spuren von H₂S und Schwermetallen, enthält. Das Abwasser wird entweder nach Abtrennung gelöster Gase und fester Bestandteile extern gereinigt oder eingedampft. Das in den einzelnen Stufen der Gaskühlung anfallende Kondensat wird in die Kühlzone für Heißgas und Schlacke zurückgeführt.

Betriebsparameter

Tabelle 3.23: Technische Daten und Betriebsparameter des Noell-Konversionsverfahrens.

Parameter	Wert	Parameter	Wert
Pyrolyse		Flugstromvergasung	
Kapazität	6 Mg/h (Salzgitter)	Kapazität	30 Mg/h (Schwarze Pumpe)

Temperatur	bis zu 650 °C	Temperatur	1.400 bis 1.700 °C
Verweilzeit	etwa 2 h	Druck	2 bis 25 bar
		Reaktionsmittel	Sauerstoff

Wesentliche technische Daten und Betriebsparameter des Noell-Konversionsverfahrens sind in Tabelle 3.23 zusammengestellt.

Die bei der Vergasung anfallenden Rohgase können zu Synthesegasen oder zur energetischen Nutzung aufbereitet werden. Ähnlich wie bei der Kohlevergasung treten geringe Konzentrationen an COS, NH₃ und HCN auf, die in der Gasaufbereitung entfernt werden müssen. Das Reingas soll als Synthesegas zur Erzeugung von Methanol genutzt werden. Dazu ist jedoch die Einbindung einer zusätzlichen Stufe zur katalytischen Umwandlung von CO mit Wasserdampf zu H₂ und CO₂, sowie gegebenenfalls einer weiteren Stufe zur teilweisen oder vollständigen Abtrennung von CO₂, erforderlich.

Das Reingas kann auch einem Gasmotor oder einer -turbine zugeführt oder für die Beheizung von Trocknungsanlagen verwendet werden. Schließlich ließe sich das Reingas nach Konditionierung mit Erdgas und Stickstoff zur Einstellung von Brenneigenschaften auch in ein Stadtgasnetz einspeisen. Die Abwärme wird für die Bereitstellung von Fernwärme genutzt. Alternativ ist die Erzeugung von Niederdruckdampf für industrielle Prozesse möglich.

Emissionen und Reststoffe

Als Produkte des Vergasungsprozesses entstehen eine verglaste, granuliert Schmelze, Prozesswasser, in dem hauptsächlich die löslichen Salze enthalten sind sowie der aus dem Prozesswasser abfiltrierte Feststoff, der Feinstaub und Sulfide der Schwermetalle enthält.

Analysen von Verfahrensinput und -produkten zeigen einen hohen Zerstörungsgrad von organischen Stoffen. Die im Vergasungsgas und im Prozessabwasser gemessenen Werte liegen unterhalb der zugelassenen Grenzen.

Das Verhalten der Schwermetalle ist von ihrem Dampfdruck während der Hochtemperaturvergasung abhängig. Schwer flüchtige Schwermetalle werden hauptsächlich in die Schmelze eingebunden, leichter flüchtige Schwermetalle (mit Ausnahme von Arsen) nur zu geringen Anteilen, Quecksilber überhaupt nicht. Sie werden überwiegend in Form ihrer Sulfide aus dem Prozesswasser ausgefällt und als Feststoff abgeschieden. Etwa 92 % des eingebrachten Phosphors sind im Granulat enthalten. Die relativ hohen SiO₂-Gehalte der Schmelze binden einen Teil der Alkalimetalle Natrium und Kalium in das Granulat. Chlor und Fluor gehen vollständig ins Prozesswasser über.

Für die Verwertung des Granulats ist das Elutionsverhalten entscheidend. Da die Eluatwerte der Deponieklasse I unterschritten werden, kann das Granulat als Baustoff auf Deponien verwertet werden.

Entwicklungsstand

Die Entwicklung der beiden Hauptverfahrensstufen Pyrolyse und Flugstromvergasung begann fast zeitgleich Mitte der siebziger Jahre. 1984 gingen die großtechnischen Pyrolyseanlagen in Salzgitter/Niedersachsen mit einer Kapazität von 6 Mg/h und die Vergasungsanlagen im ostdeutschen Braunkohleveredlungszentrum Schwarze Pumpe/Niederlausitz mit einer Kapazität von 30 Mg/h in Betrieb.

Die Pyrolyseanlage in Salzgitter wurde nach vierjährigem Versuchs- und Demonstrationsbetrieb nach Ablauf der Versuchsgenehmigung planmäßig vorläufig außer Betrieb genommen. Die Flugstromvergasungsanlage Schwarze Pumpe wurde zunächst weiter als Betriebsanlage zur Erzeugung von Stadtgas in der DDR eingesetzt. Für die Salzgitterpyrolyse wurde eine Plange-

nehmigung erteilt. Die Anlage wurde umgerüstet und nahm 1995 als erste thermische Behandlungsanlage für gefährliche Abfälle in Niedersachsen den Entsorgungsbetrieb auf.

3.2.3.4 SVZ Festbettvergasung

Festbettdruckvergaser –Schachtvergaser mit Drehrost – hatten sich vor der Wende am Industriestandort Schwarze Pumpe in Jahrzehnten bei der Vergasung von Braunkohle zur Stadtgasversorgung der DDR bewährt.

Nach der Einstellung der Stadtgasproduktion wurden die Festbettdruckreaktoren für die Behandlung von Menüs aus unterschiedlichen Abfällen unter Zumischung von Kohle umgerüstet. Zu den im SVZ Schwarze Pumpe GmbH eingesetzten Abfallarten gehörten Ersatzbrennstoff-Pellets aus aufbereitetem Hausmüll und hausmüllähnlichen Gewerbeabfällen, Mischkunststoff-Kompaktate, Holzhackschnitzel, Klärschlamm-Briketts, Teerschlämm-Pellets und Shredderleichtfraktionen (vgl. Abbildung 3.49). Die Anlagen sind seit 2007 stillgelegt und wurden inzwischen abgebaut.



Abbildung 3.49: In der Festbettvergaseranlage im SVZ eingesetzte Restmüll- (links) und Lackschlammpellets (2. Bild von links; hergestellt nach dem Herhof-Trockenstabilat-Verfahren), DSD-Kunststoffbriketts (2. Bild von rechts) und Briketts aus Shredderleichtgut (rechts; eigene Aufnahmen 2003).

Technologie

Für die Vergasung von Abfällen waren im SVZ Schwarze Pumpe drei Reaktortypen genehmigt:

- Festbettdruckvergaser (in diesem Kapitel dargestellt)
- Flugstromvergaser (in Kapitel 3.2.3.5 dargestellt)
- British-Gas-Lurgi-(BGL)-Vergaser (in Kapitel 3.2.3.6 dargestellt)

Festbett- und BGL-Vergaser waren für feste Einsatzstoffe vorgesehen, die Flugstromvergasung für flüssige Abfälle. Eine Übersicht der Gesamtanlagen auf dem SVZ-Gelände zeigt das Foto einer Schautafel aus dem Jahr 2003 in Abbildung 3.50.

Restabfälle aus Haushalt und Gewerbe waren im SVZ Schwarze Pumpe Einsatzstoffe für ein komplexes Aufbereitungsverfahren mit zahlreichen Teilschritten (Zerkleinerung, Trocknung auf etwa 10 % Wassergehalt, Klassierung, Sortierung zur Abtrennung von Störstoffen, Eisen-, Nicht-eisenmetallschrott und Inertstoffen, vgl.

Abbildung 3.51) zur Erzeugung eines heizwertreichen losen Ersatzbrennstoffes. Dieser wurde für die Vergasung in den Festbettreaktoren mit Pelletpressen kompaktiert, anschließend gekühlt und von Feinkorn befreit. Zerkleinerte brennbare Schwerstoffe wurden ohne vorherige Pelletierung direkt der Vergasung zugeführt.

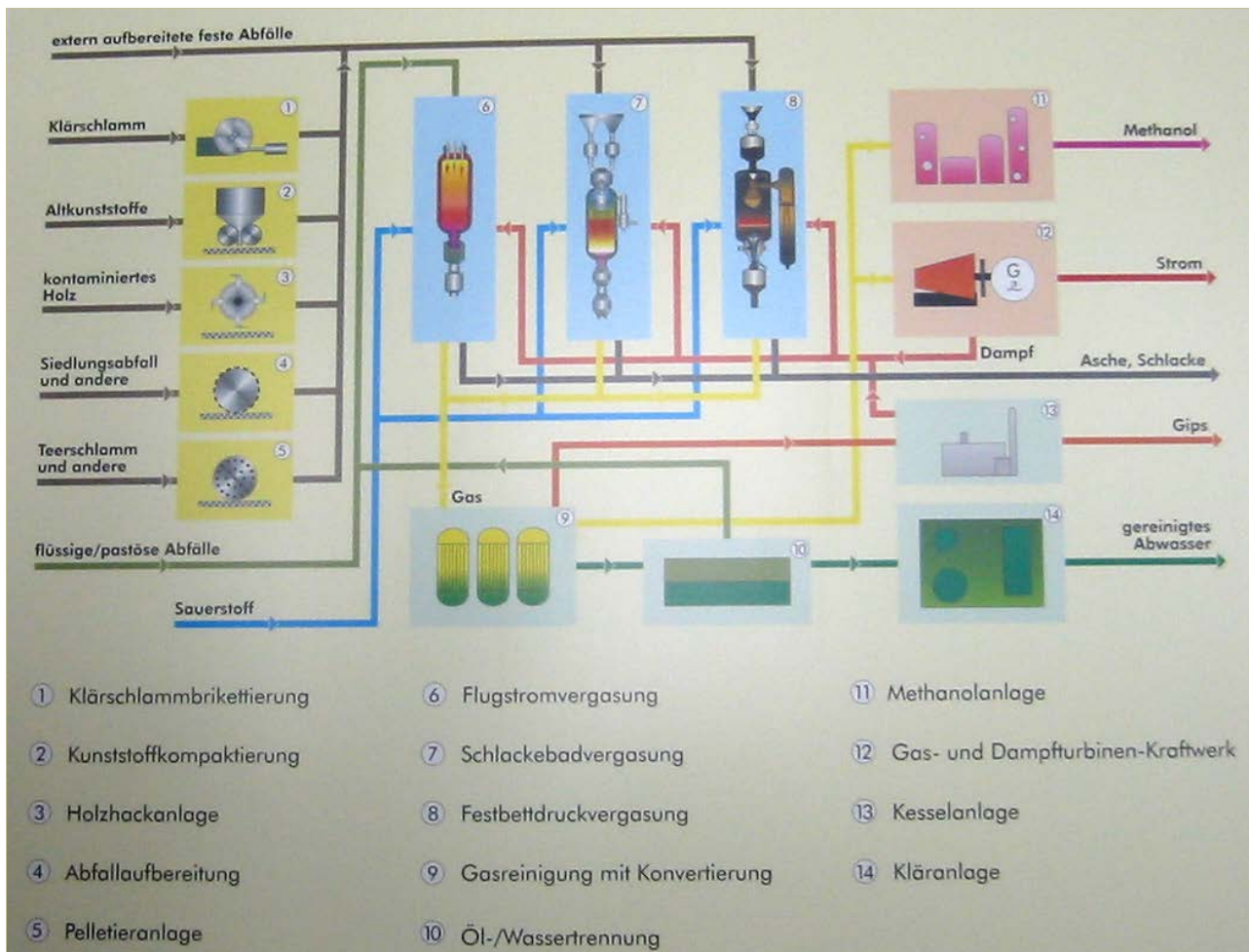


Abbildung 3.50: Gesamtanlagenübersicht der Vergasungs- und Nebenanlagen im SVZ Schwarze Pumpe (eigene Aufnahme einer Schautafel auf dem SVZ-Gelände 2003).

In der Kompaktierungsanlage wurden Mischkunststoffe – überwiegend DSD-Material – zunächst zerkleinert, von Eisenmetallschrott entfrachtet und anschließend mit Extrudern unter Druck und Reibung verpresst. Altholz, wie Schwellen, Holzmasten, Balken, Abbruchholz u.ä., wurde durch Hacken zu Holzhackschnitzeln zerkleinert. In der Klärschlammbrickettierungsanlage wurden aus trocken angelieferten Klärschlämmen unter Zusatz von Trockenbraunkohle und/oder Wasser mit Strangpressen Klärschlammbricketts hergestellt. Klärschlamm konnte alternativ auch mit Teerschlämmen pelletiert werden. Dies erfolgte in der Anlage zur Teerschlammbrickettierung unter Zusatz von Kohle und/oder Tiermehl.

Die Vergasung von festen Abfällen und Braun-/Steinkohle in variablen Mischungsverhältnissen durfte gleichzeitig nur in vier der sieben vorhandenen Festbettdruckvergaser oder im BGL-Vergaser und zwei Flugstromvergasern durchgeführt werden, wobei das Gemisch bis zu 85 Prozent Abfall enthalten durfte.

Die Festbettdruckvergaser hatten eine verfügbare Kapazität von jeweils 12,5 Mg/h mit einer Gesamtjahresleistung von maximal 440.000 Tonnen fester Abfälle und Braun-/Steinkohle in variablen Mischungsverhältnissen (vgl. Abbildung 3.52).

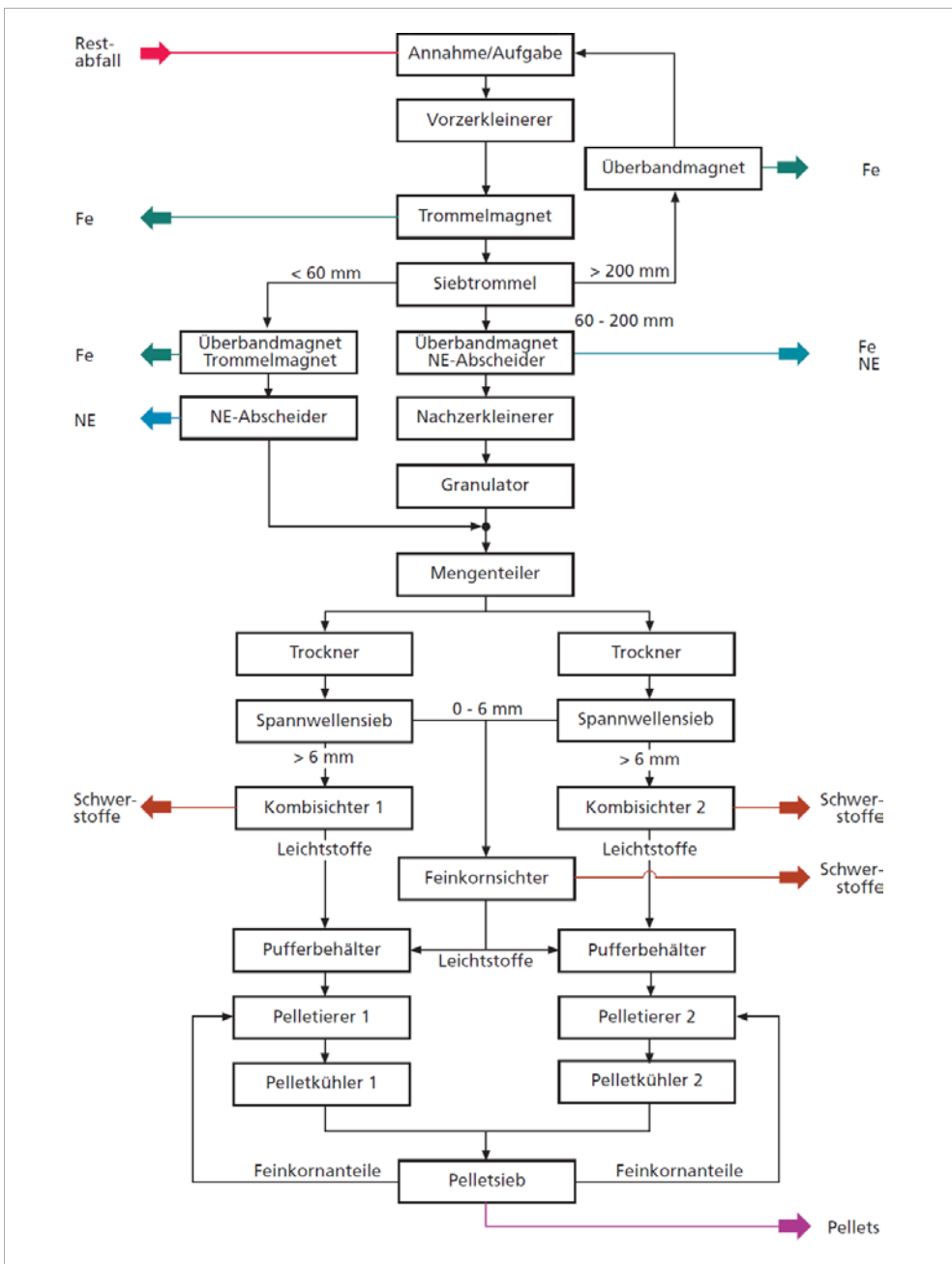


Abbildung 3.51: Aufbereitung von Hausmüll und hausmüllähnlichen Gewerbeabfällen im SVZ Schwarze Pumpe [Obermeier 2001, bearbeitet].

In den Festbettreaktoren (3,6 m Durchmesser) wurde ein Gemisch aus Braunkohlenbriketts und/oder Steinkohle gemeinsam mit den aufbereiteten Abfällen vergast. Als Vergasungsmittel wurden Dampf und Sauerstoff verwendet, die nach dem Injektorprinzip gemischt und den Reaktoren mit 27 bar durch den Drehrost zugeführt wurden. Die Reaktoren wurden mit etwa 75 Prozent der verfügbaren Schütthöhe gefahren. Diese Höhe wurde durch gezielte Unterbrechung der Vergasungsstoffzufuhr eingestellt, damit das Brennstoffbett besser durchströmt werden konnte. Zum festen Vergasungsstoffgemisch wurde ein Slurryprodukt, das bis zu dreißig Prozent Feststoff enthielt und aus Wasser und Kohlenwasserstoffen bestand, in den Reaktoroberteil eingeleitet. Der Anteil betrug in der Regel weniger als zwanzig Prozent des Gesamtvergasungsstoffeinsatzes. Die Vergasungstemperatur im oxidierenden Bereich des Reaktors lag

bei 1.200 bis 1.300 °C und wurde durch Wärmeabgabe und Reduktionsprozesse zum Rohgasaustritt hin auf 450 °C abgesenkt.



Abbildung 3.52: Festbettvergaseranlage mit Peripherie am Standort Schwarze Pumpe. Die Festbettreaktoren waren im Gebäude mit dem blauen Dach angeordnet (eigene Aufnahme 2003).

Der Festbettgasgenerator wurde über Drehrost, Ascheschleuse, Aschefallschacht und Kratzband entascht.

Das Rohgas aus den Festbettdruckvergasern wurde in vier parallelen Kondensationssträngen gekühlt und kondensiert (vgl. Abbildung 3.54).

Im Waschkühler wurde das Gas durch Einspritzung von Waschwasser mittels Waschdüse direkt gekühlt. Es wurde dabei gleichzeitig gewaschen, da mit Wasserüberschuss gefahren wurde.

Jeder Strang bestand außerdem aus einer Abhitzedampfstation mit zwei parallel geschalteten Wärmeübertragern, vier hintereinander geschalteten Kühlern und einem Tropfenfänger. Die Kondensatprodukte – Teeröl- und Mittelölphenolwasser – wurden zur Teerscheidung ausgeschleust. Das gekühlte Rohgas wurde durch Rohrleitungen der Gasreinigung zugeführt.

Für den Vergasungsprozess selbst und für die Gasverwertung waren umfangreiche periphere Anlagen notwendig (Abbildung 3.56), die im Folgenden aufgezählt, aber nicht detailliert erläutert werden. Zu den wesentlichen peripheren Anlagen gehören:

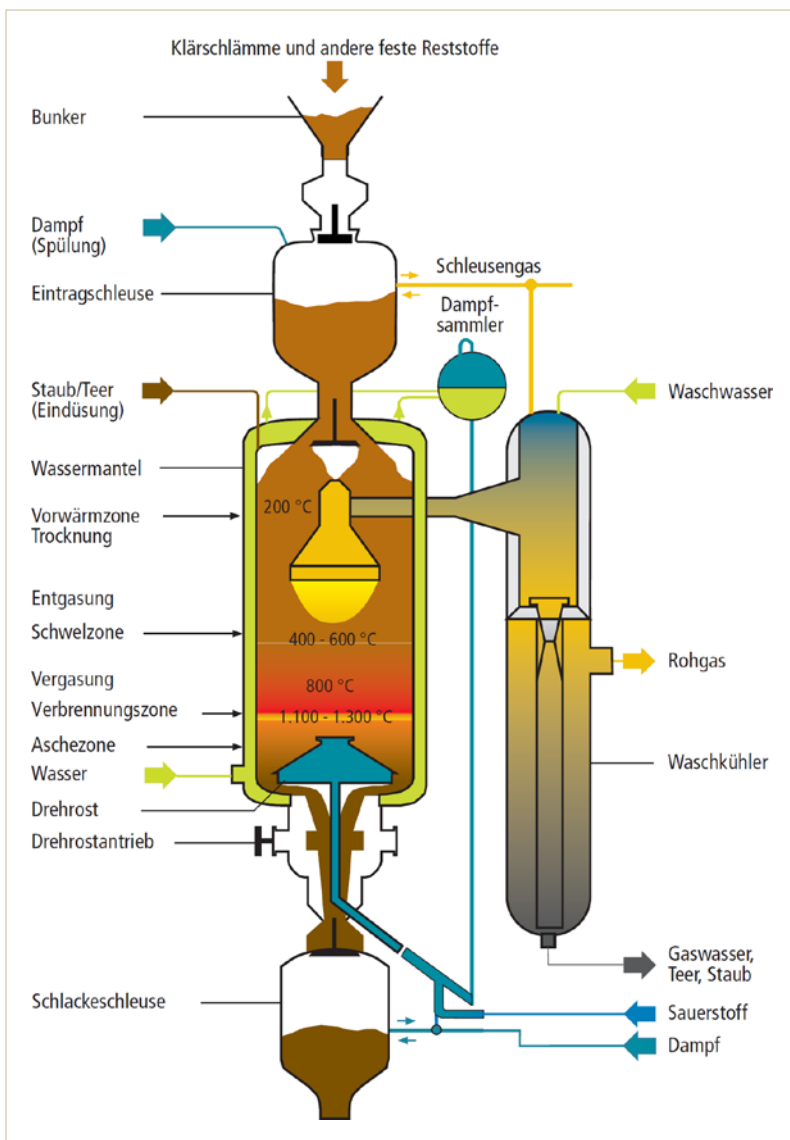


Abbildung 3.53: Festbettreaktor mit Drehrost zur Vergasung von festen Stoffen und Teer im SVZ Schwarze Pumpe [Thomé 1998, bearbeitet].

im Gas- und Dampfturbinenkraftwerk.

Das im SVZ Schwarze Pumpe erzeugte Methanol wurde beispielsweise an eine Raffinerie in Schwedt sowie in die Möbelindustrie nach Polen verkauft.

- Sauerstoffherstellung in der Luftzerlegungsanlage,
- CO-Teilkonvertierung des Rohsynthesegases:
Mit der Konvertierungsanlage wurde bei einem Teilstrom des Rohgases Kohlenmonoxid mit Wasserdampf zu CO_2 und H_2 umgewandelt, um das optimale $\text{CO}_2/\text{CO}/\text{H}_2$ -Verhältnis für die Methanolsynthese einzustellen.
- Gasreinigung:
Durch Einsatz des Rectisolverfahrens (Tiefertemperaturwasch-Verfahren) wurden die Roh-Synthesegase gereinigt.
- Methanolanlage:
In der Methanolanlage wurde das aufbereitete Syngas in der Gasfeinreinigung von den noch in Spuren vorhandenen Verunreinigungen und Katalysatorgiften befreit und verdichtet. Das in der Methanolsynthese erzeugte Rohmethanol wurde anschließend zu hochreinem Methanol destilliert.
- Gas und Dampfturbinenkraftwerk und Kesselanlage mit A b-gasentschwefelung:
Das bei der Gasreinigung anfallende Entspannungsgas wird in der Kesselanlage verbrannt, das bei der Methanolsynthese anfallende Purgegas

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

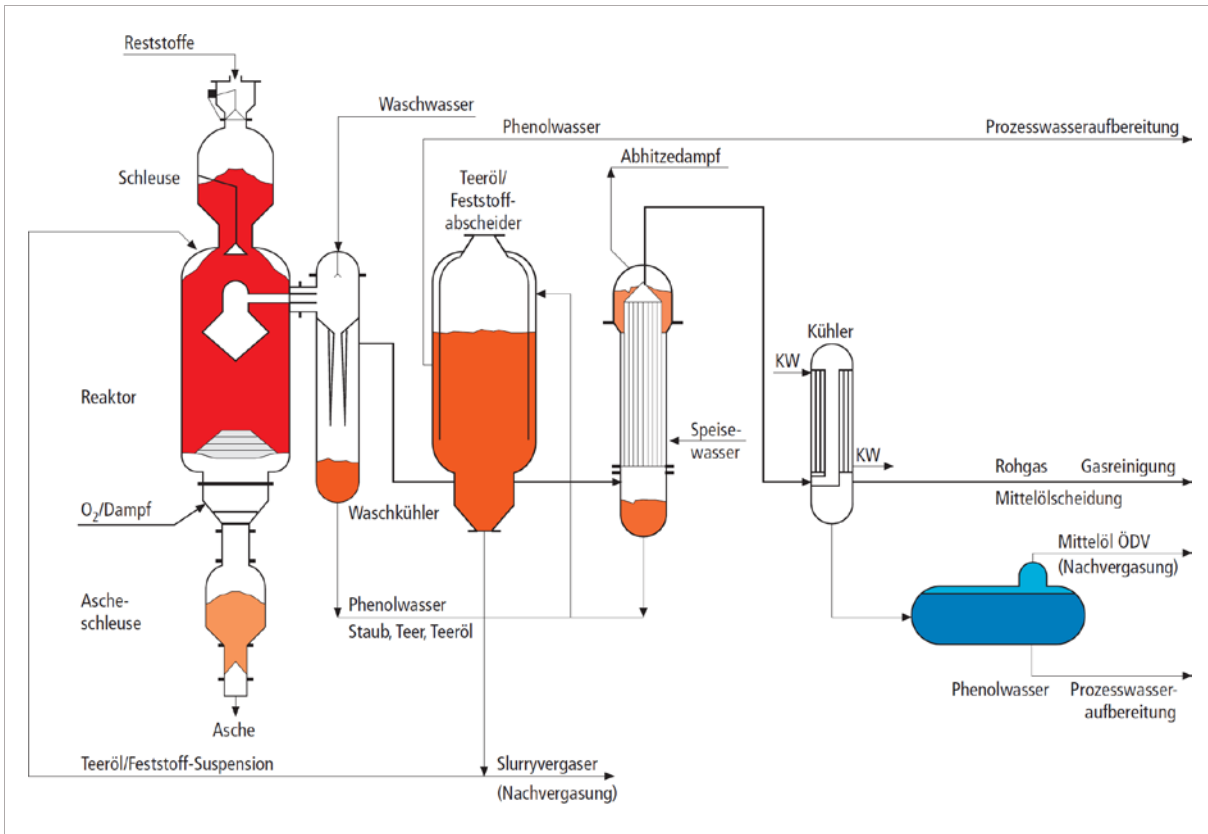


Abbildung 3.54: Verfahrensschema der Festbettdruckvergasung im SVZ Schwarze Pumpe [Thomé 1994].



Abbildung 3.55: SVZ Schwarze Pumpe mit GuD-Kraftwerksblock (Bildmitte) und Methanolanlage (rechts) [SVZ 2003, zitiert in Thomé 1998].

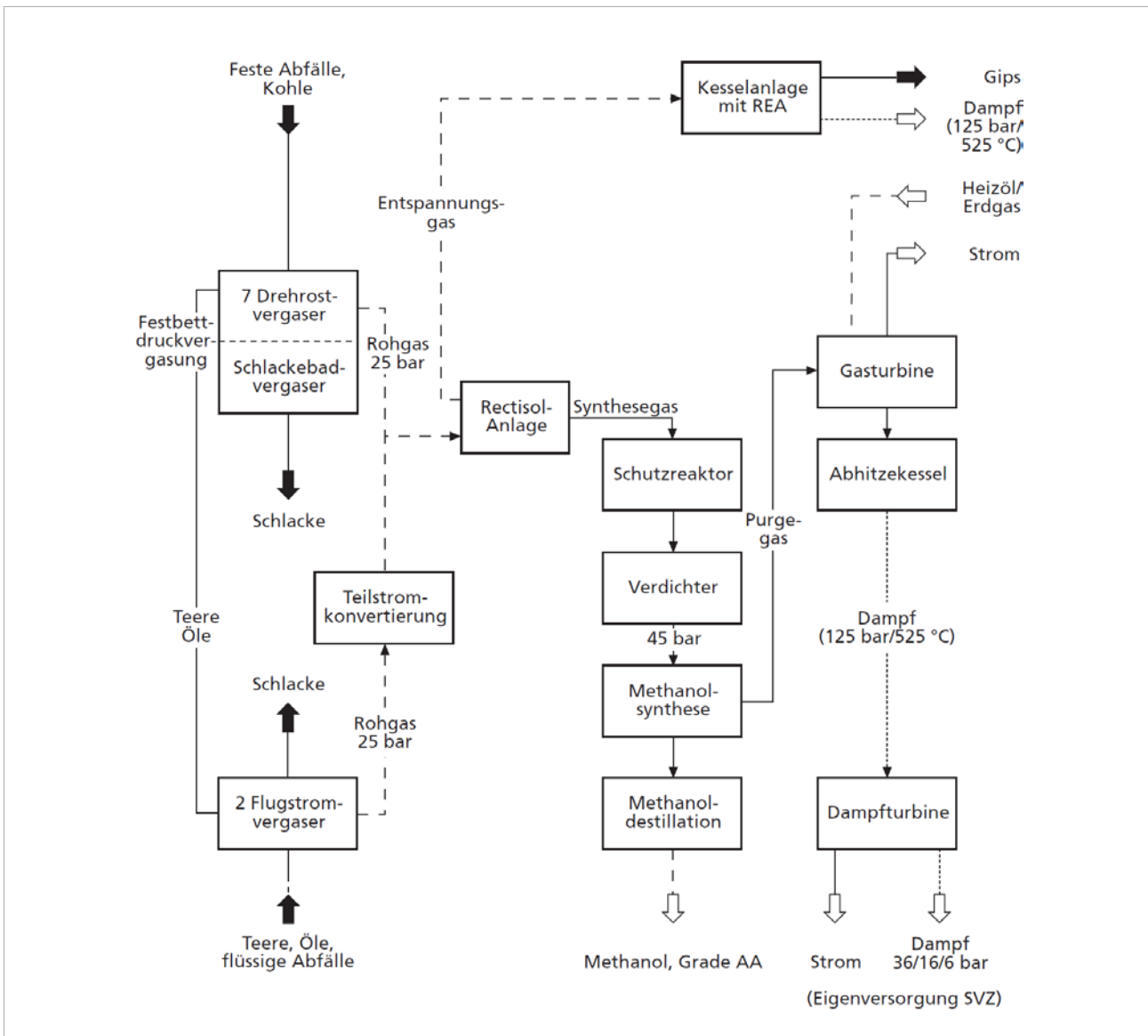


Abbildung 3.56: Vergasung und Gasverwertung im SVZ Schwarze Pumpe [Seifert 2001].

Betriebsparameter

Wesentliche technische Daten und Betriebsparameter der Festbett-druckvergaser sowie Anforderungen an die zu vergasenden Ersatzbrennstoffe sind in Tabelle 3.24 zusammengestellt.

Tabelle 3.24: Technische Daten und Betriebsparameter der Festbett-druckvergaser im SVZ Schwarze Pumpe.

Anlagenparameter	Wert	EBS-Anforderung	Wert
verfügbare Kapazität	je 12,5 Mg/h	Konsistenz	fest, stückig
Höhe	9 m	Größe der Körper	min. 16 x 16 x 16 mm
Durchmesser	3,6 m		max. 80 x 80 x 120 mm
Ausnutzung der verfügbaren Schütthöhe	etwa 75 %	Wassergehalt	< 20 %
Temperatur im oxidierenden Bereich	1.200 - 1.300 °C	Aschegehalt	< 20 %
Temperatur am Rohgasaustritt	450 °C		

Entwicklungsstand

Die Anlage befand sich nach der Wende zunächst im Besitz der Berliner Wasserbetriebe. Mitte 1997 begann der kommerzielle Betrieb der Wertungskette Aufbereitung – Vergasung – Methanolerzeugung – Stromerzeugung. Nach einigen wenig glücklich agierenden vorübergehenden Eigentümern übernahm die Firma Sustec im Oktober 2005 das Unternehmen. Wegen zahlreicher Probleme wurde die notwendige dauerhafte Verfügbarkeit jedoch nicht erreicht. Die Anlage konnte nicht wirtschaftlich betrieben werden. Trotz massiver Unterstützung staatlicher Stellen musste Sustec Mitte 2007 die Abfallvergasung einstellen. Das Unternehmen konnte auch durch Verkäufe nicht vor dem Konkurs bewahrt werden. Die Vergaseranlagen wurden abgebaut.

3.2.3.5 SVZ Flugstromvergasung

Als Flugstromvergaser für flüssige und pastöse Abfälle wurde im SVZ Schwarze Pumpe die ehemaligen Spaltanlagen 1 und 4 genutzt (vgl. Abbildung 3.58). Die Bandbreite der zu vergasenden Produkte reichte von leichten bis zu schweren Vergasungsölen, wobei zusätzlich wasserhaltiges Slurry-Produkt oder Teer-Öl-Feststoffgemisch durch eigene Zerstäuberlanzen eingebracht werden konnten.

Technologie

Vor der Vergasung wurden die flüssigen Abfälle zunächst aufbereitet, um durch Abtrennung von Wasser und groben Feststoffen ein vergasungsfähiges Öl zu erzeugen.

Die in den gaserzeugenden und -aufbereitenden Anlagen anfallenden flüssigen Zwischenprodukte wurden in das Tanklager gefördert und nach Passieren eines Filters in die Rohproduktanks übernommen. Die Qualität wurde mit Entwässerung und Entschlammung eingestellt. In den Rohproduktentanks wurde sedimentativ Öl von Wasser getrennt (Grobwasserscheidung). Das absinkende Wasser wurde in einen Zwischentank oder direkt in den Eingangstank der Phenolwasseraufbereitung gepumpt. Die aufschwimmende Ölphase wurde abgehoben und in die Mittelölstation gefördert. Dort wurde das vorentwässerte Rohöl unter Normaldruck durch eine einstufige Destillation weiter entwässert. Das Vergasungsöl sammelte sich im Sumpf und wurde von dort in die Vergasungsöltanks gefördert.

Die am Kopf anfallende Leichtöl-Wasser-Phase wurde wieder der Entwässerung zugeführt, das Wasser anschließend in die Phenolwasseraufbereitung abgeleitet und das aufschwimmende Öl dem Vergasungsöl zugemischt.

Das Vergasungsöl war ein Gemisch aus

- vom Markt bezogenen wasserfreien, direkt einsetzbaren Produkten (Altöl)
- der aus flüssigen Abfällen (Öl-Wasser-Gemischen) abgetrennten Ölphase und
- eigenerzeugtem Mittelöl aus der Festbettdruckvergasung.

In der Spaltanlage wurde eine Annahme- und Aufbereitungsanlage für schlammige, öl- oder wasserhaltige Slurryprodukte betrieben. Die mit Tankfahrzeugen angelieferten Schlämme wurden nach Passieren eines Filters in den Annahmebehälter übernommen, in den bei Bedarf mit einer Mischeinrichtung Vergasungsöl und/oder Teer-Öl-Feststoff (TÖF)-Produkt als Mischkomponenten zudosiert werden konnten. Schlämme und zudosiertes Produkt wurden im Annahmebehälter mit einem Rührwerk gemischt.

Die vorgemischte Schlamm-Vergasungsöl-TÖF-Suspension wurde mit mengengeregelten Pumpen diskontinuierlich aus dem Annahmebehälter in den Mischbehälter gefördert. Dort konnten dem Slurryprodukt noch einmal Vergasungsöl und/oder TÖF-Produkt zur Herstellung eines

gleichmäßigen Vorlageproduktes zugegeben werden. Die verschiedenen Medien wurden dort mit einem Leitstrahlmischer gemischt. Zur Zerkleinerung in der Suspension vorhandener Feststoffe und zur Herstellung einer homogenen Suspension waren dem Mischbehälter Nasszerkleinerer nachgeschaltet.

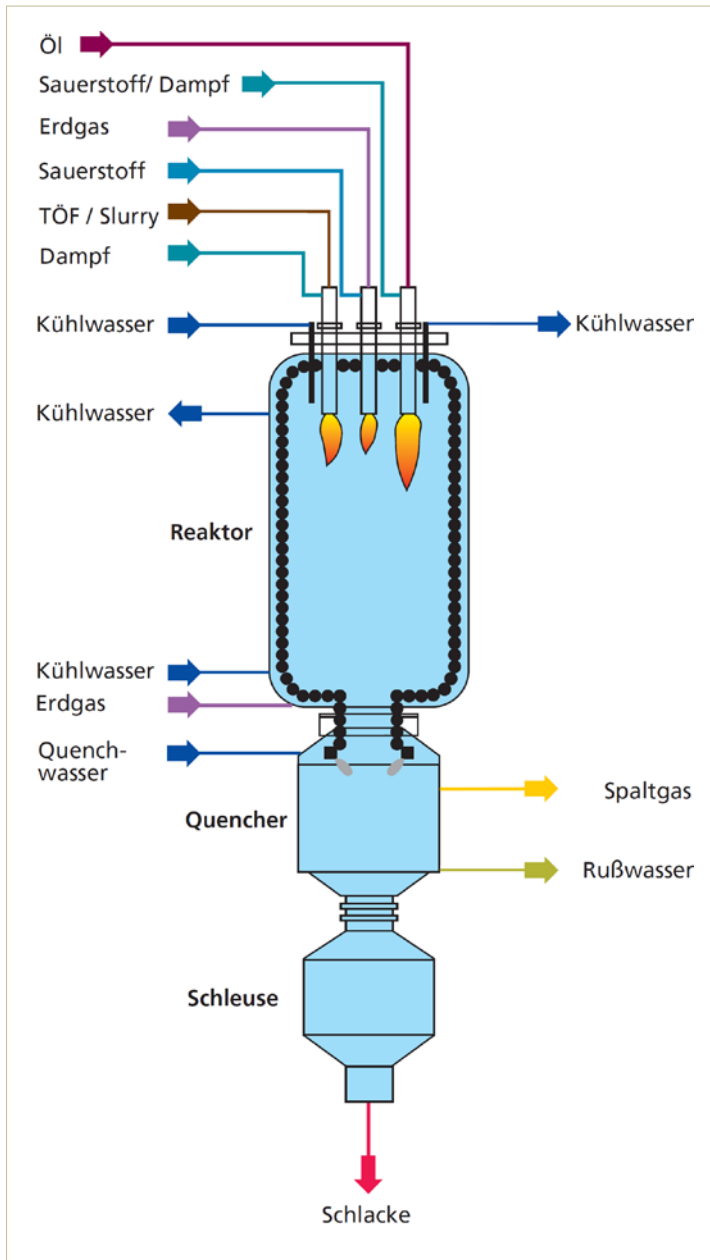


Abbildung 3.57: Flugstromreaktor zur Vergasung von flüssigen Abfällen und Teer-Öl-Feststoffgemischen im SVZ Schwarze Pumpe [Seifert 2001].

wurde von dort in den Quencher geführt. Danach durchlief das Rohgas innerhalb der Anlage verschiedene Waschstufen, bevor es der CO-Teilstromkonvertierung zugeführt wurde (vgl. Abbildung 3.59). Als Vergasungsrückstand verblieb eine körnige Schlacke.

Das Restwasser mit den Fein- und Rußbestandteilen wurde der Rußwasseraufbereitungsanlage zugeführt. Das gereinigte Wasser konnte als Quenchwasser in den Spaltanlagen wiedereingesetzt werden.

Mit Pumpen wurde das Slurryprodukt durch einen druckgeregelten internen Kreislauf zur Druckerhöhungsstation und schließlich durch eine Zerstäuberlanze in den Flugstromvergaser gefördert. Den Druckerhöhungspumpen war zur weiteren Zerkleinerung von Feststoffen ein Gorator (Nasszerkleinerer mit schräg angeordneter rotierender Scheibe) vorgeschaltet.

Die beiden Flugstromvergaser (vgl. Abbildung links) hatten eine Vergasungskapazität von je 15 Tonnen flüssiger und pastöser Abfälle pro Stunde. In den Spaltanlagen wurden Öle und kohlenwasserstoffhaltige Flüssigprodukte vergast, zudem konnten auch Slurries, Teerschlammprodukte und Teer-Öl-Feststoffgemische eingesetzt werden. Die Zusammensetzung der Kohlenwasserstoffe in den Einsatzstoffen war für das Verfahren unerheblich, daher konnten Öle verschiedener Herkunft verwendet werden.

Das zu spaltende Vergasungsöl wurde durch drei Rohrleitungen zu den drei Ölbrennern gepumpt. Das als Vergasungsmittel dienende Sauerstoff-Dampf-Gemisch wurde durch eine gemeinsame Leitung, die sich auf die drei Brenner aufteilte, den Brennern zugeführt. Die Ölbrenner waren gleichmäßig über den Umfang des Reaktors verteilt. Im Reaktionsraum herrschten Temperaturen von etwa 1.500 °C. Einer der Reaktoren war mit einer Feuerfestausmauerung ausgestattet, der andere mit einem Kühlschirm. Das Spaltgas verließ die Reaktoren durch den Schlackeablaufkörper (Gleichstromprinzip) und

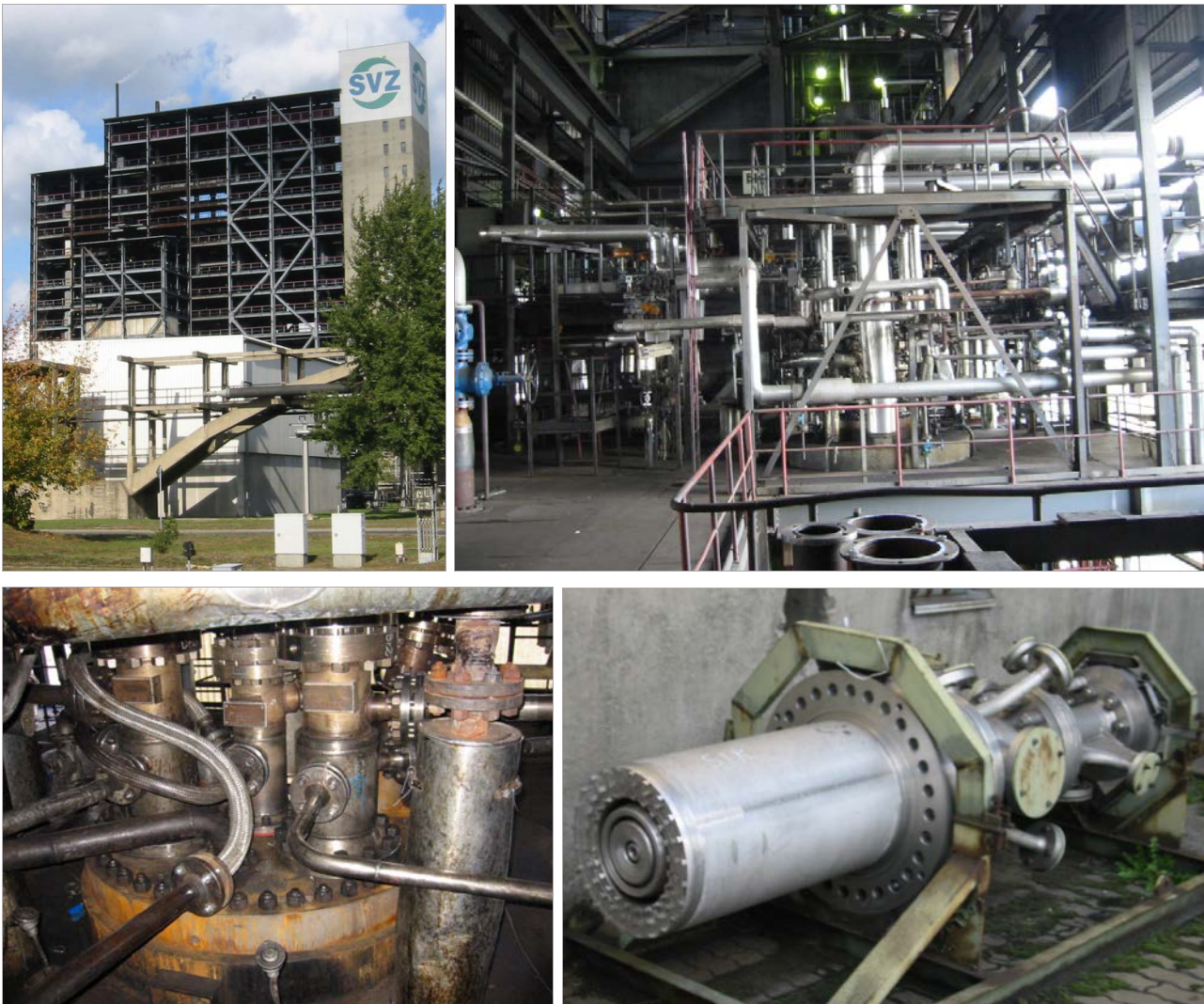


Abbildung 3.58: Flugstromvergaseranlage am Standort Schwarze Pumpe. Oben links: Gesamtansicht, oben rechts: Vergaserkopf, unten: Brenner im eingebauten und ausgebauten Zustand (eigene Aufnahmen 2003).

Der gesamte Ölsplittingsprozess gliederte sich in vier Schritte:

- Eigentliche Ölsplittings als partielle Oxidation von Kohlenwasserstoffen,
- Sättigung und Abkühlung des Splittingsgases in der Quenchdüse und in der Löschkammer,
- Gaswäsche in den Venturiwäschern,
- Kühlungs- und Kondensationsabscheidung in Wärmetauschern.

Für den Vergasungsprozess und für die Gasverwertung waren umfangreiche periphere Anlagen notwendig, unter anderem Anlagen zur Sauerstoffherstellung mittels Luftzerlegung, Konvertierung und Reinigung des Roh-Synthesegases, Methanolanlage, Gas- und Dampfturbinenkraftwerk sowie Kesselanlage. Hierzu wird auf die Ausführungen in Kapitel 3.2.3.4 verwiesen.

Betriebsparameter

Wesentliche technische Daten und Betriebsparameter der Flugstromvergaser sowie Anforderungen an die zu vergasenden Einsatzstoffe sind in Tabelle 3.25 zusammengestellt

Tabelle 3.25: Technische Daten und Betriebsparameter der Flugstromvergaser im SVZ Schwarze Pumpe.

Parameter	Wert	Parameter	Wert
Kapazität	je 15 Mg/h	Wassergehalt	≤ 1,0 Gew.-% im Hauptölstrom
Temperatur	etwa 1.500 °C	Feststoffgehalt	≤ 10,0 Gew.-% im Hauptölstrom
Reaktionsmittel	Sauerstoff und Wasserdampf		

Kosten und Entwicklungsstand

Schon zu Zeiten der DDR wurden zur Stadtgaserzeugung am Industriestandort Schwarze Pumpe Spaltanlagen als Flugstromvergaser zur Verwertung von flüssigen und pastösen Abfälle genutzt. Das „Sekundärrohstoff-Verwertungszentrum“ SVZ Schwarze Pumpe konnte nach der Wende nicht wirtschaftlich betrieben werden.

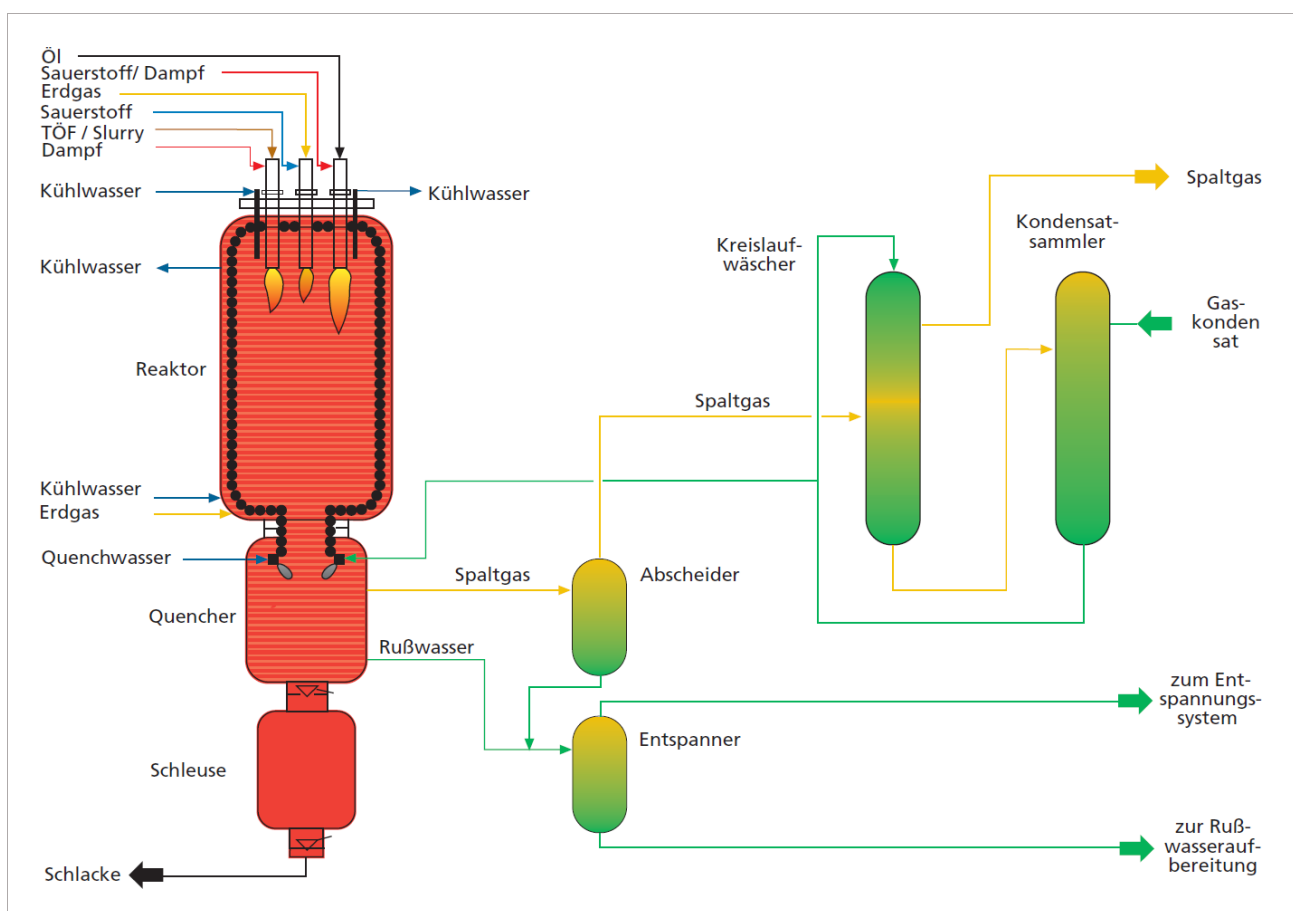


Abbildung 3.59: Verfahrensschema der Flugstromvergassung im SVZ Schwarze Pumpe [Thomé 1998].

3.2.3.6 SVZ BGL-Schlackebadvergassung (British Gas Lurgi)

Beim SVZ Schlackebadvergaser handelte es sich um einen Schachtvergaser mit schmelzflüssigem Schlackeabzug. Die Gaserzeugungstechnik wurde von den Firmen British Gas und Lurgi (BGL-Vergasung) in den siebziger Jahren zur Gaserzeugung aus Kohle entwickelt. Die Technik wurde von der Lurgi Energie und Entsorgung GmbH erstmals für die Abfallvergassung umgesetzt.

Im BGL-Vergaser wurden Menüs aus verschiedenen Abfallarten – Pellets aus aufbereitetem Haus- und Gewerbeabfall, Altholz-Hackschnitzel, Klärschlamm-Briketts, Teerschlämmpellets,

Kunststoff-Kompaktate, Shredderleichtfraktion und Teer-Öl-Feststoff-Gemisch – unter Zuzugabe von Kohle eingesetzt (vgl. Abbildung 3.49).

Technologie

Die Aufbereitung der Abfälle für die Schlackebadvergasung war identisch mit derjenigen für die Festbettdruckvergasung. Daher wird auf die Ausführungen in Kapitel 3.2.3.4 verwiesen.

Der British-Gas-Lurgi (BGL)-Vergaser (Abbildung 3.60) wies eine Anlagenkapazität von 39 Mg/h und eine Jahreskapazität von 312.000 Mg fester Abfälle und Sonderprodukte auf, einschließlich zerkleinerter teerölhaltiger Bahnschwellen sowie Braun- und Steinkohle in variablen Mischungsverhältnissen.

Die Einsatzstoffe durchliefen den BGL-Vergaser von oben nach unten im Gegenstrom zum erzeugten Gas. Die Vergasungsmittel – Sauerstoff und Wasserdampf – wurden im Gaserzeugerunterteil eingedüst und verließen nach Reaktion mit den eingesetzten Einsatzstoffen als Rohgas das Brennstoffbett am Kopf des Vergasers.

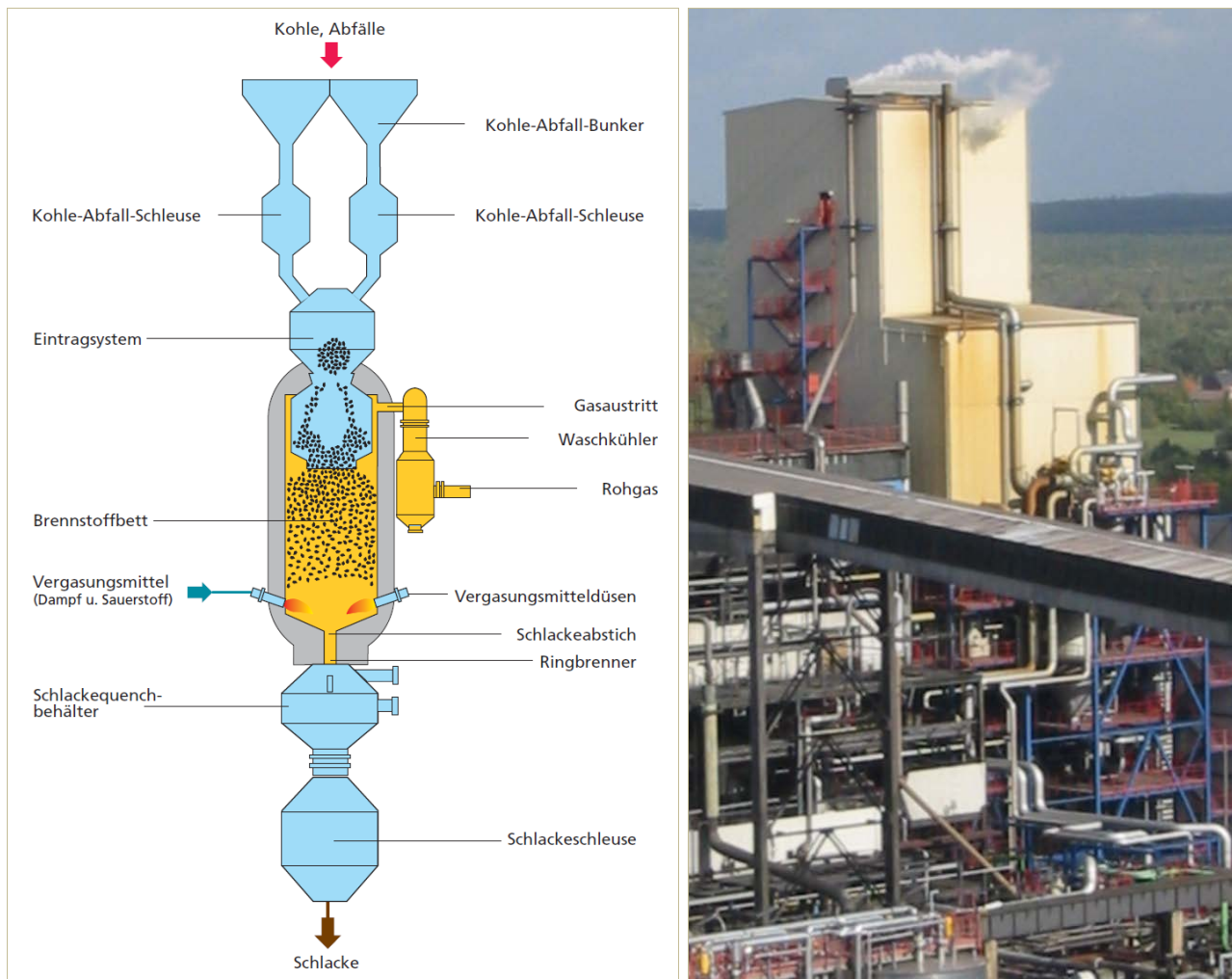


Abbildung 3.60: British-Gas-Lurgi (BGL)-Reaktor zur Vergasung von festen Stoffen im SVZ Schwarze Pumpe. Links: Schema [Seifert 2001], rechts: Foto der Anlage (eigene Aufnahme 2003).

Der Hochtemperaturreaktor wurde bei einem Betriebsdruck von 25 bar und Temperaturen von bis zu 1.600 °C betrieben. Bei den hohen Betriebstemperaturen wurden organische Schadstoffe sicher zerstört. Anorganische Schadstoffe wurden in die Schlacke eingebunden. Diese wurde

schmelzflüssig abgezogen. Als Flussmittel diente Kalkstein, der zur Einstellung der Schlackenviskosität in den Reaktor aufgegeben wurde.

Im Reaktor liefen von oben nach unten folgende Vorgänge ab:

- Trocknung des Einsatzstoffs,
- Entgasung des Einsatzstoffes und Bildung von Koks,
- Vergasung des Kokses aus der Entgasung,
- Verbrennung des Rest-Kokses,
- Verschlackung der Aschebestandteile und
- Abkühlung und Erstarrung der flüssigen Schlacke im Wasserbad zu Granulat.

Die Einsatzstoffe und die granulierten Schlacke wurden durch Druckschleusen ein- und abgeführt.

Das im Oberteil des Gaserzeugers erzeugte Rohgas wurde nach Konditionierung mit den Rohgasen aus der Festbettdruckvergasung und der Flugstromvergasung der Gasreinigung zugeführt. Das Synthesegas wurde anschließend zur Erzeugung von Methanol und Strom genutzt.

Für den Vergasungsprozess selbst und für die Gasverwertung waren umfangreiche periphere Anlagen notwendig. Hierzu wird auf die Ausführungen in Kapitel 3.2.3.4 verwiesen.

Betriebsparameter

Wesentliche technische Daten und Betriebsparameter des Schlackebadvergasers sowie Anforderungen an die zu vergasenden Ersatzbrennstoffe sind in Tabelle 1 zusammengestellt.

Tabelle 3.26: Technische Daten und Betriebsparameter des Schlackebadvergasers im SVZ Schwarze Pumpe.

Anlagenparameter	Wert	EBS-Anforderung	Wert
Kapazität	39 Mg/h	Konsistenz	fest, stückig
Durchmesser	3,6 m	Größe der Körper	min. 16 x 16 x 16 mm
Temperatur	bis zu 1.600 °C		max. 80 x 80 x 120 mm
Druck	25 bar	Wassergehalt	< 20 %
Reaktionsmittel	Sauerstoff und Wasserdampf	Aschegehalt	< 20 %
Flussmittel	Kalkstein		

Kosten und Entwicklungsstand

Der BGL-Reaktor im SVZ Schwarze Pumpe war der weltweit erste großtechnische Schlackebadvergasers für Abfälle. Die ersten Probetriebsfahrten wurden im Jahr 2000 durchgeführt, im Januar 2002 folgte der Leistungstest und im Februar 2003 ging die Anlage in den kommerziellen Betrieb.

Der Reaktor kostete rund 45 Millionen DM.

Ursprünglich sollten bis 2005 zwei weitere BGL-Vergaser errichtet werden. Die Entscheidung sollte in erster Linie vom dauerhaften Erfolg des ersten Vergasers und der akquirierten Abfallmenge abhängen.

Das SVZ Schwarze Pumpe konnte jedoch nicht wirtschaftlich betrieben werden. Trotz massiver Unterstützung staatlicher Stellen musste die Abfallvergasung Mitte 2007 eingestellt werden. Auch der Schlackebadvergasers wurde abgebaut.

3.2.3.7 Thermoselect-Verfahren

Das Thermoselect-Verfahren ist ein kontinuierliches Ent- und Vergasungsverfahren mit integrierter Direkteinschmelzung der anorganischen Bestandteile. Es war für die kombinierte Behandlung von Siedlungsabfällen wie Hausmüll, hausmüllähnlichem Gewerbeabfall, Sperrmüll sowie entwässerten oder getrockneten Klärschlämmen konzipiert.

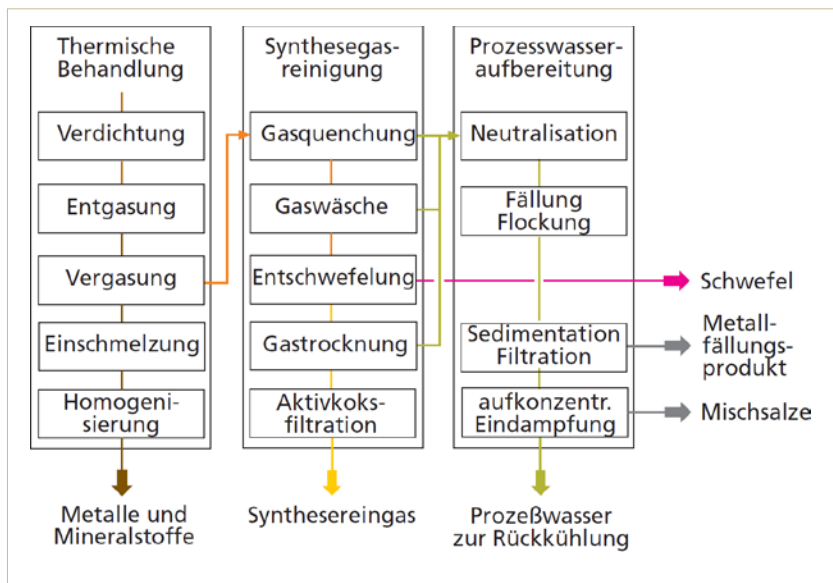
In Europa konnte das Verfahren nach der Stilllegung der ersten großtechnisch umgesetzten Anlage in Karlsruhe nicht Fuß fassen.

Technologie

Der Abfall wird verdichtet und in einen beheizten Entgasungskanal gepresst. Das teilentgaste Material sowie die darin eingeschlossenen anorganischen Bestandteile – Mineralien und Metalle – werden kontinuierlich in einen Hochtemperaturreaktor eingebracht und die organischen Bestandteile unter Sauerstoffzugabe vergast. Mineralische und metallische Anteile werden bei diesem Temperaturniveau geschmolzen und im Homogenisierungsreaktor nach Angaben des Anbieters in stabile mineralische und metallische Produkte getrennt, die industriell nutzbar sein sollen.

Die Reaktionsgase werden im oberen Reaktorbereich zu Synthesegas umgesetzt. Das Rohgas durchläuft eine mehrstufige Gasreinigung, in der Schadstoffe absorbiert oder kondensiert werden. Das gereinigte Synthesegas wird energetisch verwertet.

In den folgenden beiden Abbildungen sind das Gesamtverfahrenskonzept und ein Verfahrensfliessbild dargestellt.



Mit Abfallpressen wird die Dichte der aufgegebenen Abfälle von etwa 200 kg/m³ auf etwa 1.200 kg/m³ erhöht. Die Abfallverdichtung erfüllt folgende Funktionen: Restluftentfernung (N₂-Reduzierung), Zerkleinerung spröder Abfallbestandteile, Volumenreduzierung, Verteilung des im Abfall enthaltenen Wassers, Erzeugung gasdichter Abfallpfropfen und Erhöhung der Wärmeleitfähigkeit.

Je Entsorgungslinie werden im Abstand von etwa drei Minuten jeweils rund 500 kg Abfälle verdichtet und in den Entgasungskanal geschoben. Die Abfallverdichtung im geschlossenen Pressenraum verhindert störende Schallemissionen und das Austreten von Flüssigkeiten und Presswasser. Die gepressten Abfallpakete bilden gasdichte Pfropfen, die das Rückströmen von Prozessgasen verhindern.

Der Entgasungskanal ist als Schubofen mit rechteckigem Querschnitt ausgeführt und aus korrosionsfestem legiertem Stahl gefertigt. Er wird von außen beheizt, wobei ein Teilstrom des gereinigten Synthesegases als Brennstoff eingesetzt wird. Ausgehend von den wandnahen Schichten wird der Abfall bis zur Kanalachse hin fortschreitend getrocknet und bei Temperaturen bis 800 °C teilentgast und teilverkocht. Die dabei freiwerdenden Gase entweichen durch den in

Der Entgasungskanal ist als Schubofen mit rechteckigem Querschnitt ausgeführt und aus korrosionsfestem legiertem Stahl gefertigt. Er wird von außen beheizt, wobei ein Teilstrom des gereinigten Synthesegases als Brennstoff eingesetzt wird. Ausgehend von den wandnahen Schichten wird der Abfall bis zur Kanalachse hin fortschreitend getrocknet und bei Temperaturen bis 800 °C teilentgast und teilverkocht. Die dabei freiwerdenden Gase entweichen durch den in

Strömungsrichtung mit Entgasungsrückstand gefüllten Kanal und über ein Gassammelsystem in den Hochtemperaturreaktor.

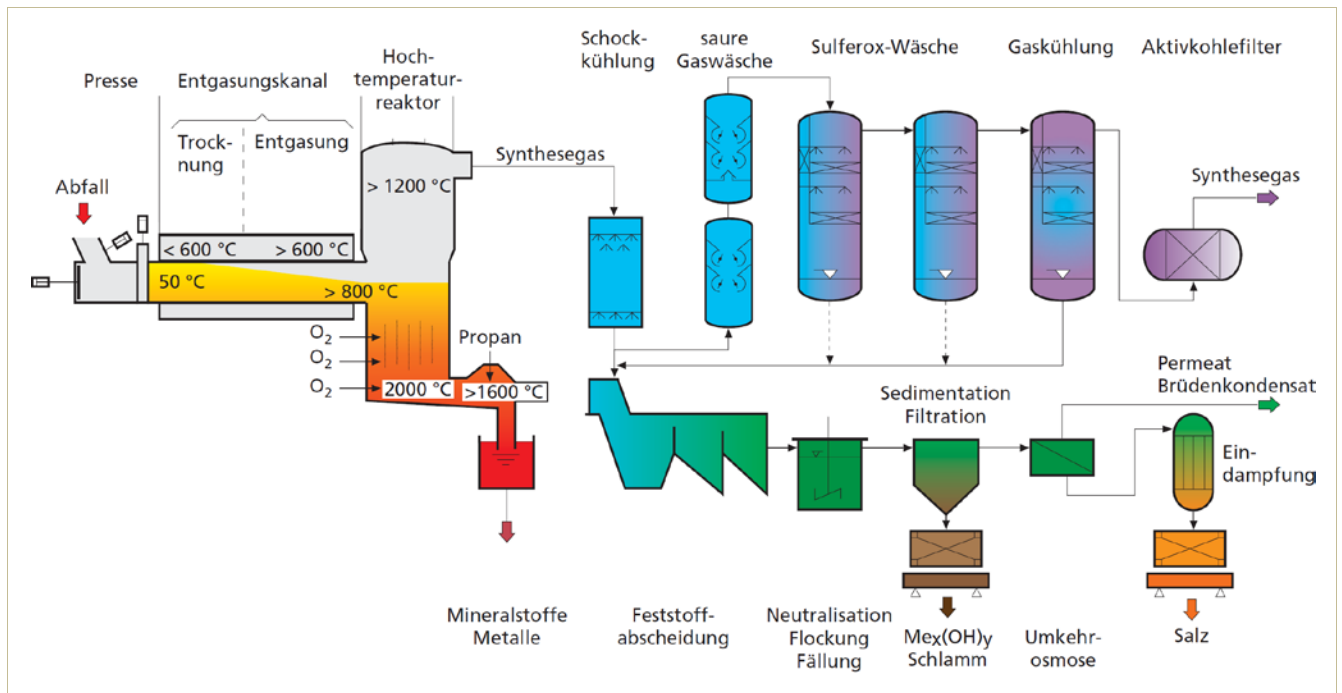


Abbildung 3.62: Übersichtsverfahrensfließbild des Thermosteact-Verfahrens [Thomé 1994].

Der gasdicht an den Entgasungskanal angeschlossene, als vertikaler Schachtofen ausgeführte Hochtemperaturreaktor bildet die Verankerung für die in der Längsachse beweglich gelagerten Teile Presse und Entgasungskanal. Der druckfest ausgelegte Hochtemperaturreaktor ist bis 0,3 bar Überdruck gegen die Umgebung abgeschlossen. Die kontinuierlich aus dem Entgasungskanal zugeführten, teilentgasten Abfälle werden unter dosierter Zugabe von Sauerstoff als Vergasungsmittel bei Temperaturen bis zu 2.000 °C vergast.

Das aus dem Entgasungskanal austretende Gas und die bei der Vergasung des Abfalls im Reaktor gebildeten heißen Gase werden im oberen Reaktorbereich bei 1.200 °C durch Sauerstoff und den gebildeten Wasserdampf als Reaktionspartner in Synthesegas umgewandelt. Bei hoher Temperatur und ausreichender Verweilzeit im Reaktor zerfallen höhermolekulare Schwelprodukte zu den niedermolekularen Stoffen H_2 , CO , CO_2 und H_2O , die als wesentliche Synthesegasbestandteile den Reaktor verlassen. Durch geregelte Eindüsung von Sauerstoff in den Reaktor werden exotherme Reaktionen ausgelöst, die eine Austrittstemperatur des Rohgases von 1.200 °C gewährleisten.

Innerhalb des Hochtemperaturreaktors werden durch die hohen Temperaturen im Schmelzbereich – örtlich über 2.000 °C – und ausreichend lange Verweilzeiten die mineralischen und metallischen Bestandteile geschmolzen und nicht fixierbare, leichtflüchtige Metalle ausgetrieben. Im unmittelbar gekoppelten Homogenisierungsreaktor, in dem zur Temperaturhaltung gereinigtes Synthesegas – oder alternativ Erdgas – und Sauerstoff eingesetzt werden, bilden sich zwei Schmelzphasen aus.

Aufgrund unterschiedlicher Dichten und Oberflächeneigenschaften sollen sich im Homogenisierungsreaktor Mineralstoff- und Metallschmelze bei etwa 1.600 °C trennen. Die abfließenden Schmelzen werden durch Eindüsung von Wasser granuliert. Die Produkte werden mit einem Becherwerk aus dem Granulierbecken ausgetragen. Abbildung 3.63 zeigt Aufnahmen des Schmelzgranulates aus dem Thermosteactprozess.

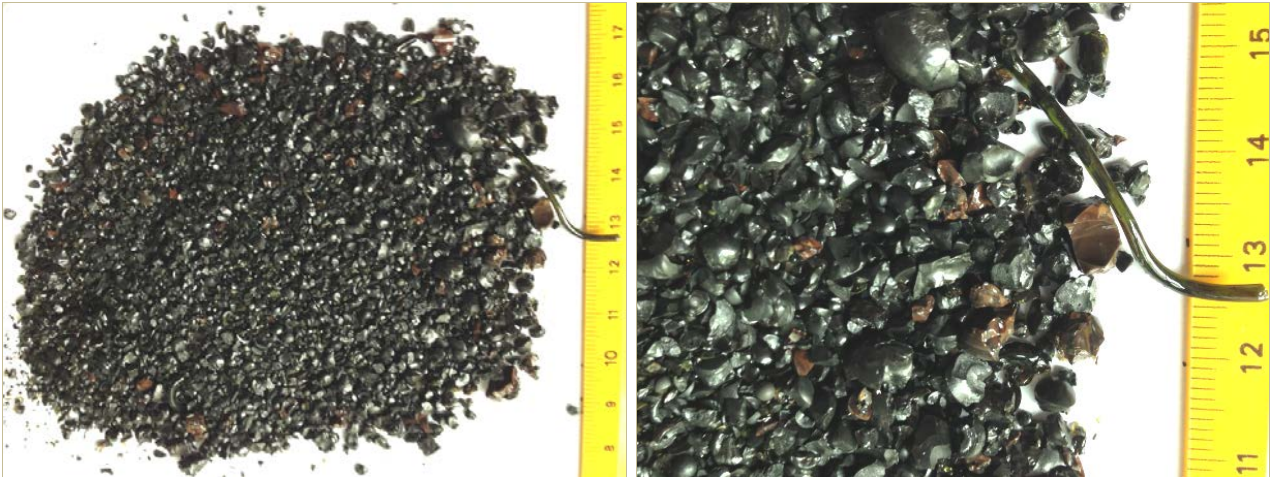


Abbildung 3.63: Schmelzgranulat aus dem Thermoselect-Verfahren (eigene Aufnahmen).

Das Syntheserohgas tritt am Ausgang des Hochtemperaturreaktors mit geringem Überdruck von 0,1 bis 0,2 bar aus. Das Gas, das außer den Hauptkomponenten CO, H₂, CO₂ und Wasserdampf noch kleine Tropfen von geschmolzenen Mineralstoffen, leichtflüchtige Schwermetalle sowie HCl, H₂S und HF enthält, wird in einer mehrstufigen Gaswäsche gereinigt.

In der ersten Stufe wird das Syntheserohgas durch Einspritzen von Wasser schlagartig von 1.200 °C auf 70 °C abgekühlt. Bei Abwesenheit von Sauerstoff wird dadurch auch die Neubildung organischer Schadstoffe wie Dioxine und Furane verhindert. Gleichzeitig erstarren die noch im Syntheserohgas enthaltenen Tröpfchen geschmolzener Mineralstoffe. Diese werden mit dem gebildeten Kohlenstoff in einem Absetzbecken gesammelt, ausgetragen und in den Prozess rückgeführt. In der sauren Gaswäsche werden die stark sauren Bestandteile des Synthesegases und in der folgenden basischen Gaswäsche restliche saure Flüssigkeitströpfchen aus dem Synthesegas abgeschieden. Die nachfolgende Feinreinigung des Synthesegases enthält die Stufen: Partikelabscheidung, Entschwefelung, Trocknung/Kühlung und Wiederaufheizen des Synthesegases durch Abwärmenutzung. Im Synthesegas noch enthaltene Staub- und Kohlenstoffpartikel werden durch eine Spezialwäsche mit wasserlöslichem Benetzungshilfsmittel abgeschieden und der Anlage erneut zugeführt. Durch Absorption und chemische Umwandlung in einer Eisenchelatlösung wird H₂S aus dem Synthesegas entfernt und in elementaren Schwefel überführt, der nach Abtrennung aus der Suspension industriell verwertet werden kann. In der Gastrocknung wird durch Abkühlung des Synthesegases auf etwa 8 °C der Wasserdampfgehalt so weit abgesenkt, dass eine Kondensation in der anschließenden Stufe verhindert wird. Das auf etwa 50 °C wiederaufgeheizte Synthesegas passiert einen als Polzeifilter dienenden Aktivkohlefilter.

Die Thermoselect-Anlage arbeitet durch Rückgewinnung des mit dem Restabfall eingebrachten und beim Vergasungsprozess entstehenden Wassers abwasserfrei. Das Prozesswasser wird nach Reinigung und nach Abtrennung der Rest- und Schadstoffe für Kühlzwecke in der Anlage verwendet, über Kühler verdunstet und in die Atmosphäre abgegeben. Prozesswasser entsteht durch Kondensation des im Synthesegas enthaltenen Wasserdampfs in den einzelnen Gasreinigungsstufen. Es enthält die aus dem Synthesegas in das Wasser überführten Schadstoffe. Das Prozesswasser wird in einem zentralen Absetzbecken zusammengeführt und zunächst von Feststoffen befreit, die in die thermische Behandlung zurückgeführt werden. In einem ersten Schritt wird das Prozesswasser mit Natronlauge neutralisiert. Aufgrund des basischen pH-Wertes fallen die Metalle vorwiegend in Form von Hydroxiden aus. Durch Zugabe von Na₂S werden gelöste Schwermetalle in schwerlösliche Sulfide überführt. Anschließend werden die ausgefällten Schwermetallverbindungen durch Zugabe von FeCl₃ und Polyelektrolyt geflockt und in einer Sedimentations- und Filtrationsstufe abgetrennt.

Der Überlauf aus der Sedimentationsstufe wird durch eine Umkehrosmoseanlage zu einer mehrstufigen Eindampfung geleitet. Das bei der Eindampfung anfallende Mischsalz besteht hauptsächlich aus Natriumchlorid sowie in geringem Umfang aus anderen Alkali- und Erdalkaliverbindungen. [Thomé 1998]

Betriebsparameter

In Tabelle 3.27 sind wesentliche Betriebsparameter der großtechnischen Thermoselect-Anlage Karlsruhe zusammengefasst.

Tabelle 3.27: Betriebsparameter der Thermoselect-Anlage Karlsruhe.

Parameter	Wert	Parameter	Wert
Anzahl der Linien	3	Thermische Leistung Dampferzeuger	63,1 MW
Nominale Kapazität pro Linie	10 Mg/h	Fernwärmeleistung	50 MW
Verfügbarkeit	7.500 h/a	Prozesswärme Eigenbedarf	5,7 MW
Kapazität	225.000 Mg/a	Anzahl der Dampferzeuger	2
Thermische Leistung	100 MW	Anzahl der Dampfturbinen	1
Thermische Leistung (einschl. Erdgas)	104,2 MW	Stromerzeugung (brutto)	12,7 MW
Synthesegasleistung (brutto)	67,6 MW	Stromüberschuss (netto)	2,7 MW

Die Zusammensetzung des Synthesegases wird durch die Zusammensetzung des Restabfalls und dessen Heizwert sowie durch die Betriebsweise des Hochtemperaturreaktors bestimmt. So ergeben sich beim Einsatz von Restabfällen mit Heizwerten von 9 bis 12 MJ/kg und einer Synthesegasrückführung in den Hochtemperatur- und Homogenisierungsreaktor Synthesegase mit Heizwerten von 6,7 bis 8,7 MJ/m³_N.

Die Volumenanteile der brennbaren Komponenten liegen zwischen 33 und 41 Vol.-% CO sowie 24 und 32 Vol.-% H₂. Der CO₂-Anteil bewegt sich zwischen 23 und 38 Vol.-%. Als Nebenbestandteile sind im Prozentbereich Reststickstoff (ca. 3 Vol.-%) und Wasserdampf (ca. 1 Vol.-%) enthalten.

Reststoffe

Beim Thermoselect-Verfahren entstehen glasartige Mineralstoffe, die sich zum Beispiel als Betonzuschlagstoff eignen und dort natürliche Gesteine ersetzen sollen. In den Restabfällen sind Mineralstoffbildner vorhanden, die zu eluatbeständigen, umweltstabilen Materialien führen. Für die Qualität der Mineralstoffe sind der geringe Restkohlenstoffgehalt und die Einbindung der Schwermetallspuren von Bedeutung. Der glasartige Zustand und der hohe Inertisierungsgrad bestimmen das Eluatverhalten (vgl. Abbildung 3.63).

Das anfallende Metall ist ein niedriglegiertes Eisen (> 90 Gew.-%) mit den Begleitelementen Kupfer (ca. 5 %), Nickel (ca. 0,6 %), Chrom (ca. 0,3 %), Zinn (ca. 0,4 %) und Phosphor (ca. 2 %). Das Metallgranulat soll in metallurgische Prozesse zurückgeführt werden.

Die beim Thermoselect-Verfahren anfallenden Reststoffe Schwefel, Mischsalz und Metallfällungsprodukt weisen Zusammensetzungen auf, die – teils nach weiterer Behandlung – eine industrielle Nutzung ermöglichen sollen. Der Schwefelgehalt des aus der Gasreinigung ausgeschleusten schwefelhaltigen Produkts beträgt etwa 70 %. Das Mischsalz besteht zu etwa 90 bis 98 % aus NaCl sowie Alkali- und Erdalkalichloriden. Die Zink-Gehalte des Metallfällungsprodukts liegen zwischen 80 und 130 g/kg, die Blei-Gehalte bei 50 bis 100 g/kg. [Thomé 1998]

Kosten und Entwicklungsstand

1992 wurde eine Pilotanlage in Verbania-Fondotoce (Italien) errichtet. 1999 gingen zwei großtechnische Anlagen in Karlsruhe (Deutschland) und Chiba (Japan) in Betrieb. Die Anlagen in Fondotoce und Karlsruhe wurden stillgelegt. Abbildung 3.64 zeigt aktuelle Bilder der stillgelegten Anlage. Die Bauarbeiten an der Anlage Ansbach wurden 2002 eingestellt. Weitere Projekte in Hanau, Giubiasco und Herten wurden verworfen.

Die ursprünglich für die Karlsruher Anlage vom Anbieter veranschlagten Behandlungskosten von 250 DM/Mg wurden deutlich überschritten.



Abbildung 3.64: Thermoselect-Anlage in Karlsruhe nach jahrelangem Stillstand (eigene Aufnahmen 2014).

3.2.4 Vergasung als Vorschaltprozess

3.2.4.1 Ecoloop

Das Ecoloop-Verfahren wird hier als Vorschaltprozess eingestuft, da die Hauptanwendung aktuell die Erzeugung von Brenngas für Kalköfen ist und die einzig existierende Anlage auch für diesen Zweck eingesetzt wird. Laut Betreiber könnte das Verfahren aber auch die Gaserzeugung für andere Einsatzzwecke abdecken.

Die Ecoloop GmbH hat ein Gegenstrom- Wanderbettvergasungsverfahren zur Erzeugung von Synthesegas aus verschiedenen kohlenstoffhaltigen Materialien wie Abfallkunststoffen, Ersatzbrennstoffen, Braunkohle oder Biomasse entwickelt. Als erste großtechnische Anwendung wurde 2010-2012 an einem Kalkwerk der Fels-Werke GmbH im Harz eine Referenz-Anlage mit einer thermischen Leistung von 32 MW errichtet. Das produzierte Synthesegas soll als Ersatz für Erdgas oder andere fossile Energieträger im Kalkbrennprozess des ansässigen Kalkwerks zum Einsatz kommen.

Technologie

Das Kernstück einer Ecoloop-Anlage ist ein Gegenstrom-Wanderbettvergaser, dessen Reaktor aus einem Schachtofen besteht, ähnlich wie er in der Kalkherstellung gebräuchlich ist. Das Aufgabematerial, ein Kohlenstoffträger, wie z.B. EBS, wird mit einem inerten Kreislaufgut (Wanderbett), das im Wesentlichen aus CaO und ggf. auch Anteilen von CaCO₃ besteht, in einem Verhältnis von etwa 1 zu 3 am Kopf des Ofens aufgegeben. Das basische Material dient nicht nur als Reaktionsträger sondern auch der Ausschleusung von Schadstoffen, wie z.B. Chlor oder Schwefel, aus dem Prozess.

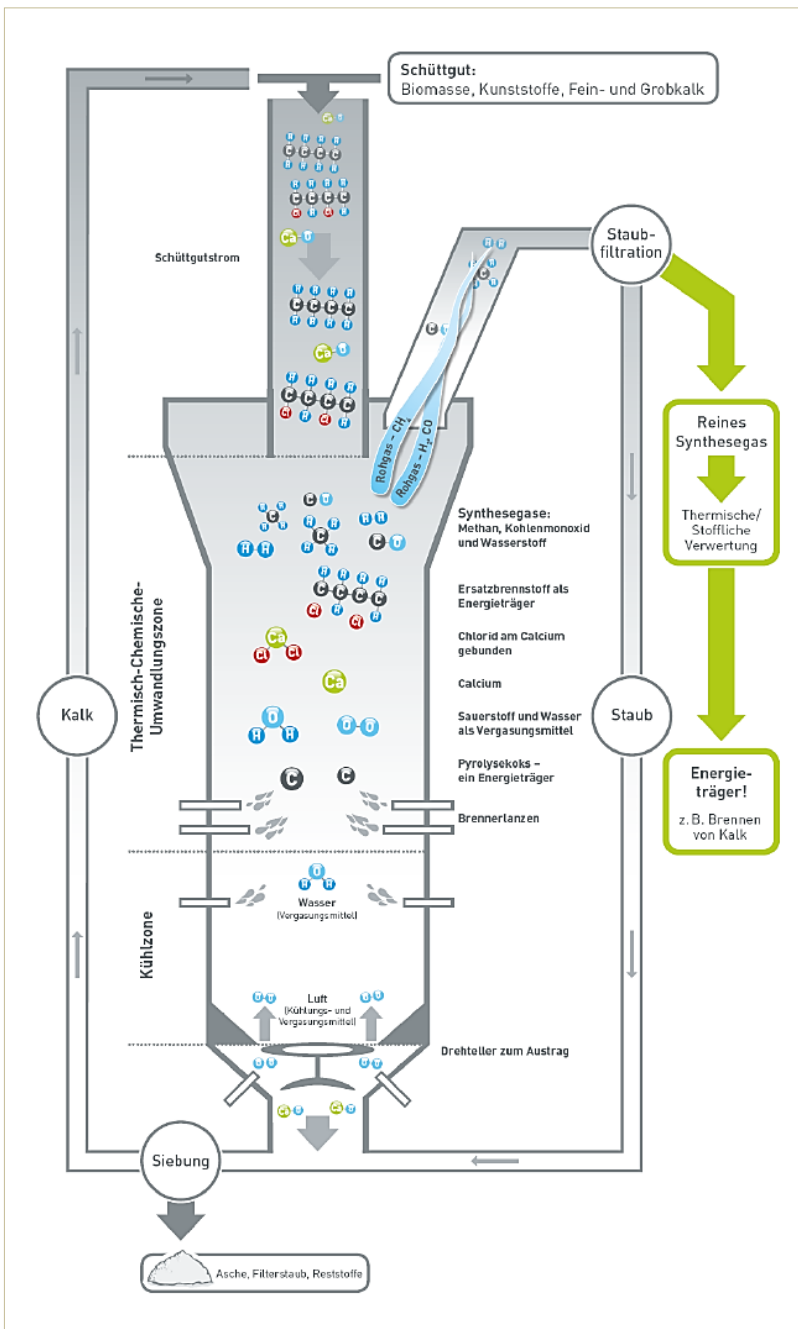


Abbildung 3.65: Schematische Darstellung des EcoLoop-Vergasungsreaktors IMöller 2011.

turen über 600 °C nachvergast.

Der nächste Schritt ist eine Staubabscheidung in zwei parallel geschalteten keramischen Filtern, bei Gastemperaturen zwischen 400 und 500 °C. Danach wird das Synthesegas auf unter 50 °C abgekühlt. Dabei fallen Wasser, Öle und Teere an, die abgetrennt und als Brennstoff in den Brennerlanzen des Reaktors Verwendung finden können. Über einen Gasspeicher gelangt das Synthesegas dann in die Kalkbrennöfen. Der Filterstaub wird der Aufarbeitung der Vergasungsreststoffe zugeführt.

Betriebsparameter

Das Material sinkt durch Schwerkraft kontinuierlich im Schachtreaktor nach unten. Wie die Abbildung des Ofens (links) zeigt, wird als Vergasungsmittel Luft von unten in den Ofen eingegeben. Diese Luft dient im unteren Reaktorteil als Kühlmittel des CaO-Wanderbettes und der darin enthaltenen Asche. Die Luft heizt sich dadurch auf und ermöglicht so die Vergasung.

Weiter oben im Reaktor sind mit Erdgas betriebene Brennerlanzen angeordnet, die dem Anfahren des Prozesses dienen. Diese Brennerlanzen sind als Mehrstofflanzen ausgebildet, über die auch Wasser bzw. Wasserdampf als Vergasungsmittel dosiert wird. Weiterhin dienen die Lanzen der Rückführung heizwertreicher organischer Kondensate aus der Gaskühlung in den Prozess.

Im heißen Teil des Ofens, in dem die Verbrennungs- und Vergasungsreaktionen ablaufen, stellen sich Temperaturen von bis zu 1.200 °C ein. Weiter oben, bei Temperaturen oberhalb 450 °C, finden Pyrolysereaktionen statt.

Das Rohgas, ein Gemisch aus Synthese- und Pyrolysegas, das Staub und Teere enthalten kann, wird dem Ofenkopf entnommen. In zwei parallelen Rohgasmuffeln, wird es unter Injektion von Sauerstoff über spezielle Brennersysteme bei Tempera-

Da bisher nur eine Referenzanlage gebaut wurde, sind nur Auslegungsdaten bekannt, die in der folgenden Tabelle aufgelistet sind.

Tabelle 3.28: Betriebsdaten der Ecoloop-Referenzanlage.

Parameter	Wert	Parameter	Wert
Kapazität EBS	ca. 40.000 Mg/a	Nachvergasungstemperatur	> 600 °C
Thermische Kapazität	32 MW	Filtertemperatur	400-500 °C
EBS : Ca-Trägergut	1 : 3	Reingastemperatur	< 50 °C
Vergasungsmittel	Luft & Wasser	Produkte	
VWZ im Reaktor	ca.12 h	Gas	ca. 15.000 m ³ _N /h
Vergasungstemperatur	450-1.200 °C	Teer	≈ 20 kg/h
Pyrolysetemperatur	≈ 450 °C	Ölphase	≈ 50-150 kg/h



Abbildung 3.66: Ecoloop-Anlage: Gesamtansicht (links) und Vergasungsreaktor (rechts, eigene Aufnahmen).

Emissionen und Reststoffe

Das Synthesegas wird bei einer Temperatur von ca. 400-500 °C entstaubt und danach auf Temperaturen unter 50 °C abgekühlt. In Zusammenarbeit mit dem UBA und dem LAU Sachsen-Anhalt ist ein Messprogramm geplant, das u.a. auch den Verbleib der im reduzierenden Umfeld entstehende leichter flüchtigen Schwermetallverbindungen systematisch untersuchen soll. Die meisten dieser Schwermetalle treten oxydisch auf und werden in der Filtration mit dem Flugstaub abgereinigt. Die Komponenten Schwefel und Chlor werden durch den großen Überschuss an CaO als Chloride und unterschiedlicher Ca-Schwefelverbindungen in der Kalkschüttung abgefangen.

Die Vergasungsreststoffe werden zusammen mit dem CaO-Wanderbett am Boden des Reaktors über einen Drehteller ausgetragen und gemeinsam mit den bei der Synthesegasreinigung anfallenden Feinstäuben aufgearbeitet. Die Brennstoffaschen sind üblicherweise feinkörnig und werden gemeinsam mit dem Feinkalk, der wesentlich CaCl₂ und Ca-Schwefelverbindungen aus den Chlor- und Schwefelgehalten des Brennstoffs enthält, ausgesiebt. Der Grobkalk wird wieder in den Reaktor eingefahren, die Reststoffe werden entsorgt.

Kosten und Entwicklungsstand

Bisher ist eine großtechnische Referenzanlage errichtet worden. Die Technik basiert auf Erfahrungen im Kalkbrenn- aber auch in anderen Hochtemperaturverfahren und lässt ein gewisses

Potential erwarten. Ein Grund ist die breite Palette der möglichen zum Teil kritischen Einsatzstoffe. Insbesondere hoch chlorhaltige Fraktionen, denen kaum sinnvolle Verwertungswege offenstehen, erscheinen hier interessant.

Das Verfahren benötigt ca. 10-15 % Kalk, bezogen auf den Massenstrom an eingesetztem chlorhaltigen EBS.

Der Festbettvergaser wurde Ende 2012 in einigen Kampagnen mit Anthrazit und im Jahr 2013 in sieben ein- bis zweiwöchigen Kampagnen mit Ersatzbrennstoffen betrieben. Eine thermische Leistung von 15 MW konnte realisiert werden. Stillstandzeiten wurden genutzt um Anpassungsarbeiten vorzunehmen. Als nächste Schritte sollen die Steigerung der thermischen Leistung auf 32 MW und die Rückführung der Kondensatfraktionen aus der Gaskühlung (Öl und Wasser) erfolgen (Stand Ende 2013).

Insgesamt steht die Technik noch in der Entwicklung und muss die Langzeitstabilität anhand entsprechender Betriebszeiten unter Volllast nachweisen.

Nach Angaben des Betreibers liegen die Herstellungskosten des Synthesegases selbst unter konservativen Gesichtspunkten deutlich unter denen von Erdgas.

3.2.4.2 Envirotherm - ZWS Rüdersdorf

Die Firma Envirotherm bietet als Anlagenbauer dezentrale und großtechnische Anlagen zur Konversion diverser Energieträger an. Hierzu gehören unter anderem Vergasungsanlagen auf Basis der Festbetttechnik und der zirkulierenden Wirbelschicht. Im großindustriellen Maßstab wurden bisher neun Anlagen des Anbieters mit Durchsätzen zwischen 16 und 210 Mg/h errichtet, bzw. befinden sich in der Realisierungsphase. [Envirotherm 2013, Envirotherm 2014]

Eine großtechnische Anlage des Anbieters zur Vergasung von Ersatzbrennstoffen wird von der Cemex Deutschland AG im brandenburgischen Rüdersdorf betrieben. Die Anlage dient als Vorschaltanlage zur Bereitstellung von Brenngas für einen Zement-Ofen. Es werden sowohl aufbereitete Siedlungs- und Gewerbeabfälle als auch kohlenstoffreiche mineralische Fraktionen eingesetzt. Die Anlage in Rüdersdorf wird als derzeit einziger Wirbelschicht-Vergaser des Herstellers Envirotherm mit abfallstämmigen Brennstoffen betrieben.

Die Cemex Deutschland AG gewinnt und verarbeitet am Zementwerksstandort Rüdersdorf ca. 2,5 Mio. Mg Kalkstein jährlich. Die am Standort betriebene Ofenanlage wird sowohl über den Drehofenbrenner (Hauptbrenner) als auch über den Kalzinator im Bereich des Drehofeneinlaufs mit fossilen Brennstoffen (70.000 Mg/a) und Ersatzbrennstoffen (250.000 Mg/a) befeuert. Im Kalzinator können Ersatzbrennstoffe teilweise direkt in die Ofenanlage aufgegeben werden, überwiegend wird aber ein abfallstämmiges Brenngas aus der vorgeschalteten Vergasungsanlage mit zirkulierender Wirbelschicht (ZWS) eingesetzt.

Die Integration dieser Vorschaltanlage in den Zementherstellungsprozess im Jahr 1996 geschah mit dem Ziel, die Einsatzmöglichkeit nieder- und mittelkalorischer Brennstoffe, sowie Böden und Sande mit brennbaren Bestandteilen, für die Zementherstellung weiter zu entwickeln. Im Zementherstellungsprozess können Abfallstoffe zum einen als Rohstoffkomponente zum Einsatz kommen. Da diese Substitute bereits in der Rohstoffaufbereitung zur Herstellung des Rohmehls eingesetzt werden, müssen sie weitgehend inert sowie frei von flüchtigen organischen Bestandteilen sein. Zum anderen werden aufbereitete Abfallfraktionen als Brennstoffe eingesetzt. Zur Gewährleistung guter Prozessbedingungen ist hier ein hoher Heizwert bzw. eine gute Reaktivität in Verbindung mit homogenen Stoffeigenschaften gefordert. Die vorgeschaltete ZWS in Rüdersdorf ist in dem geschilderten Sinne als Aufbereitungsanlage nach den Maßgaben der Zementherstellung zu verstehen. Der in den Ersatzbrennstoffen aber auch in organisch verunreinigten, mineralischen Abfällen enthaltene Energiegehalt wird in einem Produktgas aufkonzentriert. Es verbleibt eine weitgehend inerte mineralische Fraktion, die im Prozess optimal stofflich verwertet werden kann. [Scur 2005]

Technologie

Die am Standort Rüdersdorf betriebene ZWS-Vergasungsanlage ist in klassischer Anordnung aus einem Vergasungsreaktor, gekoppelt mit einem Heißgaszyklon, aufgebaut. Die im Sekundärstoff enthaltene Organik wird in die Gasphase überführt und dem Kalzinator des Zementofens ohne weitere Behandlung direkt zugegeben (vgl. Abbildung unten). Die mineralische Fraktion wird neben der Funktion als Rohstoffsubstitut auch zur Ergänzung der Bettmaterialverluste verwendet. [Cemex 2013]

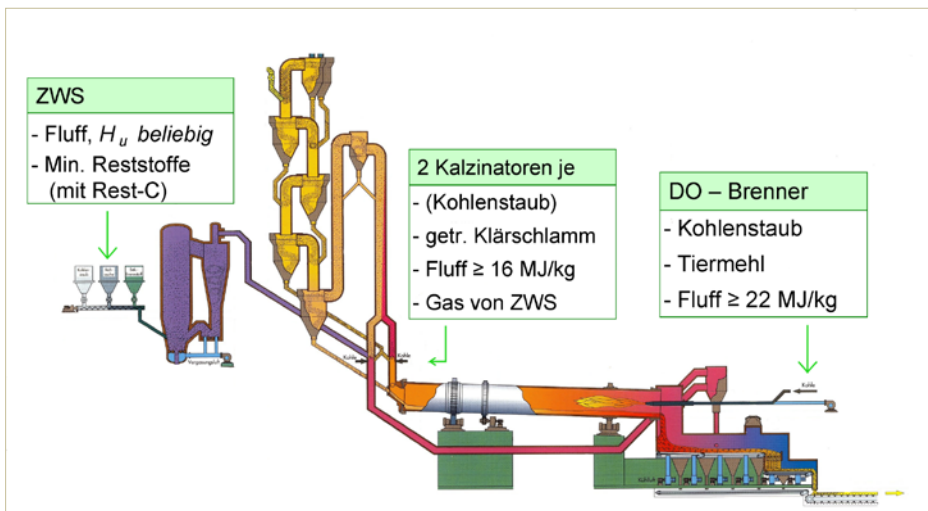


Abbildung 3.67: Integration des ZWS-Vergasers in die Zementherstellung am Standort Rüdersdorf [Cemex 2013].

Die Vergasungsanlage ist auf eine Brennstoffleistung von 100 MW ausgelegt, der Durchsatz beträgt je nach Heizwert bis zu 30 Mg/h. Die Anlage zeichnet sich durch eine hohe Toleranz hinsichtlich der Einsatzstoffeigenschaften aus. So werden Fraktionen mit Heizwerten von 1-35 MJ/kg und mit Wassergehalten bis zu 50 % eingesetzt. Eine apparative Obergrenze bezüglich des Aschegehaltes besteht

nicht sondern ist durch den Energiehaushalt des Systems indirekt gegeben. Die Korngröße des Materials sollte 100 mm nicht überschreiten. Das Spektrum der genutzten Sekundärstoffe reicht von niederkalorischen Kraftwerksaschen über Spuckstoffe aus der Papierindustrie bis hin zu hochkalorischen Kunststoffabfällen [Cemex 2013]. Die Einsatzstoff- sowie Prozesseigenschaften des ZWS-Vergasers sind in Tabelle 3.29 dargestellt.

Tabelle 3.29: Einsatzstoff- und Prozesseigenschaften des ZWS-Vergasers in Rüdersdorf [Cemex 2013, Scur 2005].

Eigenschaften des Aufgabematerials im Mittel		Prozessparameter	
Ersatzbrennstoffe	Diverse, frei von Störstoffen (Metalle)	Vergasungsreaktor	
Korngröße	< 100 mm (Mineralik < 6 mm)	Auslegungsleistung	100 MW
Wassergehalt	< 50 %	Durchsatz	20-30 Mg/h
Aschegehalt	unbegrenzt	Temperatur	900-960 °C
Heizwert	1-35 MJ/kg	Vergasungsprodukte	
Schüttdichte	Möglichst > 300 kg/m ³	Volumenstrom Gas	62.000 m ³ _N /h
		Heizwert Gas	3-5 MJ/m ³
		Temperatur Gas	900-950 °C
		Verweilzeit Gas	4 s
		Massenstrom Rückstand	< 12 Mg/h
		C-Gehalt Rückstand	< 1,5 %



Abbildung 3.68: ZWS-Vergaser (links) und Heißgaszyklon (unten) vor der Montage am Standort Rüdersdorf [Cemex 2013]. Oben Mitte: Innenansicht Aschekühler, oben rechts: Eintragschnecke (eigene Fotos).

Im dem mit Luft als Vergasungsmittel betriebenen Reaktor wird ein Produktgasvolumen von 60.000 m³/h mit einem Heizwert von 3.000-5.000 kJ/m³ gebildet. Dieses verlässt den Heißgaszyklon mit einer Temperatur von ca. 800 °C. Das Gas wird dem Kalzinator des Zementofens über eine ca. 50 m lange, unbeheizte Heißgasleitung zugeführt und dort verbrannt. Durch die räumliche Integration des Vergasungsreaktors in die Zementherstellung ist die Produktgasleitung zwischen Gaserzeugung und -nutzung relativ kurz ausgeführt. Auf diese Weise wird ein Abkühlen des Gases, und damit einhergehend die Kondensation der im Gas enthaltenen langkettigen Kohlenwasserstoffe (Teere), vermieden. Der Vergasungsrückstand besitzt einen Gehalt an fixem Kohlenstoff unter 2 Gew.-%. Das entgaste Material wird dem Rohkalkstein zugeführt und gemeinsam mit diesem gemahlen. Der Vergasungsreaktor sowie der Heißgaszyklon sind in Abbildung 3.68 in der Montagephase dargestellt. Ebenfalls wiedergegeben sind der Aschekühler und die Zuführschnecke für die Brennstoffe.

Kosten

In der Vorschaltanlage am Standort Rüdersdorf wurden im Zeitraum von 1996 bis 2013 über 3 Mio. Mg an Ersatzbrennstoffen verwertet. Da die Anlage aufgrund ihrer Anordnung ohne jede Gasbehandlung betrieben wird, liegen sowohl die Investitions- als auch die Betriebskosten im Vergleich mit jenen anderer alternativer Verfahren auf niedrigem Niveau.

Tabelle 3.30: Durchschnittliche Behandlungskosten der ZWS-Vergasung Rüdersdorf [Scur 2014].

Kosten	€/Mg
Betriebskosten	10
Investitions- und Kapitalkosten*	20
Summe	30

*** Kapitalkosten geschätzt**

Die Werte in Tabelle 3.30 beruhen auf den Angaben des Anlagenbetreibers und wurden durch eigene Abschätzungen (z.B. Inflationsbereinigung) ergänzt.

3.2.4.3 Lahti Kymijärvi I

Um die aufgrund der geringen Bevölkerungsdichte in Finnland bestehende Nachfrage nach dezentral einsetzbaren thermischen Abfallbehandlungstechnologien zu decken, wurde 1998 in Lahti, Finnland, am Kymijärvi-Kraftwerk eine Wirbelschichtvergasungsanlage gebaut, die erhebliche Anteile der Feuerungswärmeleistung des Kraftwerkes durch die Vergasung von Biomasse und Kunststoffabfällen bereitstellen sollte. Die Anlage wurde nach rund 10 Jahren erfolgreichen Betriebs stillgelegt und abgebaut, da sie abfallrechtlich nicht genehmigungsfähig war und durch eine Weiterentwicklung, Kymijärvi II (vgl. Kapitel 3.2.4.4), ersetzt wurde.

Technologie

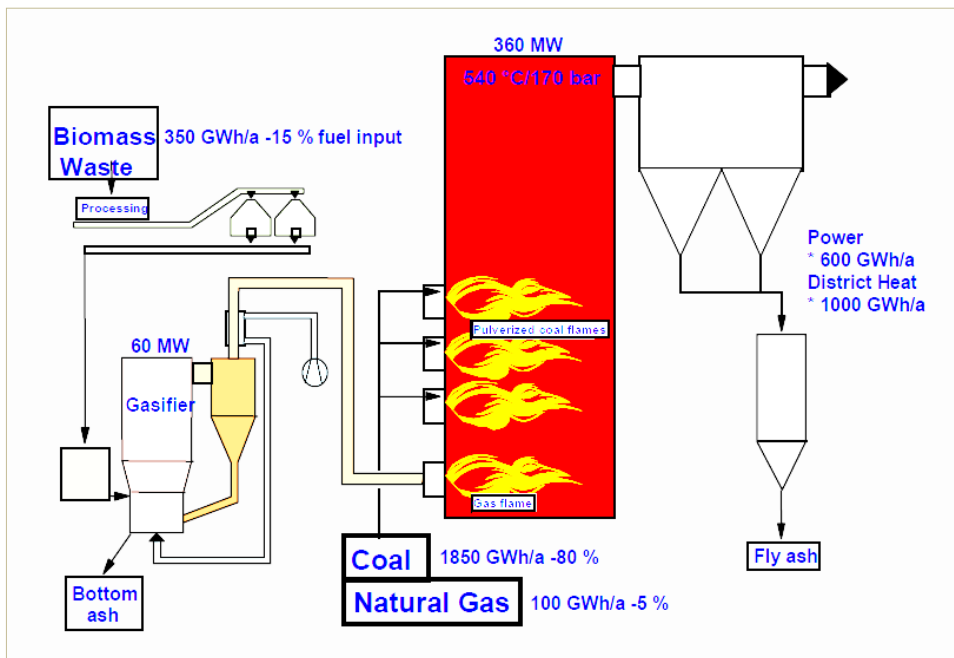


Abbildung 3.69: Verfahrensschema der Anlage Kymijärvi I mit Leistungsangaben.

Die Vergasungsanlage (vgl. Abbildung links) bestand aus einer zirkulierenden Wirbelschicht, die bei Temperaturen zwischen 850 und 1.000 °C mit Reststoffen aus der Forstwirtschaft, Altholz und einer hochkalorischen aufbereiteten Abfallfraktion betrieben wurde. Das Synthesegas wurde direkt in der Brennkammer des Kohlekraftwerks verbrannt.

Der Brennstoff wurde dem Reaktor über eine Eintragschnecke zugeführt. Luft, die in einem Wärmetauscher am Gasausgang des Zyklons vorgewärmt wurde, kam als Vergasungs- und Fluidisierungsmedium (Düsenboden) zum Einsatz. Die Wirbelschicht wurde ohne zusätzliches Bettmaterial betrieben.

Der Brennstoffeintrag bestimmte als Führungsgröße des Prozesses die Luftzugabe. In einem Zyklon wurde Flugstaub abgetrennt, der wieder dem Wirbelschichtboden zugeführt wurde. Das mit Feinstaub beladene Synthesegas wurde direkt in einen Brenner unterhalb der Staubbrenner des Kraftwerks eingespeist.

Betriebsparameter

Der Brennstoff bestand hauptsächlich aus einer Mischung aus Reststoffen der Forstwirtschaft, wie Ästen und Rinde, kontaminiertem Altholz und einer in Lahti getrennt gesammelten und aufbereiteten hochkalorischen Abfallfraktion, mit einer maximalen Partikelgröße von 5 cm, die aus Kunststoff (5-15 Gew.-%), Papier und Pappe (30-70 Gew.-%) sowie Holz (30-60 Gew.-%) besteht.

Die Zusammensetzung der zur Vergasung eingesetzten Brennstoffmischung veränderte sich im Laufe der Zeit. Der Anteil an Biomasse aus der Forstwirtschaft etablierte sich zwischen 2002 und 2005 bei 20 %, der Anteil an kontaminiertem Altholz erreichte ca. 30 % der an hochkalorischer Fraktion stieg auf 40 %. Andere Brennstoffe (Torf, Papier) wurden kaum eingesetzt.

Für die vier Betriebsjahre von 1998 bis 2001 wurden die folgenden Angaben zur Verfügbarkeit, dem Durchsatz und der bereitgestellten Energie gemacht.

Tabelle 3.31: Betriebsdaten der Anlage Lahti Kymijärvi I.

Parameter		1998	1999	2000	2001
Betriebsstunden	h/a	4.730	5.460	4.727	7.089
Verfügbarkeit	[%]	81,8	98,9	97,1	96,1
Energie	[GWh]	225	342	295	445
Durchsatz	[Mg/a]	79.900	106.200	91.800	116.100
Anteil hochkalorische Fraktion	[Gew.-%]	15	23	29	34

Für das Jahr 2002 wurden als Zusammensetzung und Heizwert für das Synthesegas folgende Werte angegeben.

Emissionen und Reststoffe

Da die Vergasungsanlage keine direkten Emissionen in den Luftpfad abgibt, können nur Aussagen über Änderungen der Emissionen des Kraftwerks herangezogen werden. Mögliche Einflüsse können anhand der veröffentlichten Schadstoffgehalte im Synthesegas abgeschätzt werden. Die folgende Tabelle zeigt jedoch keine bedenklichen Schadstoffgehalte.

Tabelle 3.32: Zusammensetzung des Synthesegases aus der Anlage Lahti Kymijärvi I.

Parameter	Einheit	Wert	Parameter	Einheit	Wert	Parameter	Einheit	Wert
CO	[Vol.-%]	9,6	NH ₃	[mg/m ³]	800 - 1.000	Teere	[mg/m ³]	7 - 12
H ₂	[Vol.-%]	6,7	HCN	[mg/m ³]	25 - 45	Alkalimetalle	[mg/m ³]	< 0,1
CH ₄	[Vol.-%]	3,3	HCl	[mg/m ³]	30 - 90	Staub	[mg/m ³]	6 - 10
CO ₂	[Vol.-%]	12,3	H ₂ S	[mg/m ³]	50 - 80			
H ₂ O	[Vol.-%]	35,0	C ₂ H ₆	[mg/m ³]	7 - 12	Heizwert	[MJ/kg]	2 -3,5 (4,5)
N ₂ (rechn.)	[Vol.-%]	53,3						

Entsprechend waren die Veränderungen der Emissionen des Kraftwerks marginal. Bei den Schwermetallen waren z.B. Cu und Zn gelegentlich leicht erhöht, auch für die Summe der genehmigungsrelevanten Schwermetalle traf das zu. Der Grenzwert dieser Schadstoffe nach Abfallverbrennungsrichtlinie der EU wurde aber immer deutlich unterschritten. Für einige Schadgasparameter wurde sogar eine Reduktion durch Einsatz des Synthesegases erreicht. Für die Jahre 2004/2005 wurden die folgenden Veränderungen zum Normalbetrieb mit Kohle angegeben.

Tabelle 3.33: Veränderungen der Schadstoffemissionen des Kraftwerks durch Verbrennung von Produktgas aus der Vergasungsanlage Lahti Kymijärvi I.

Parameter	Zuwachs	Parameter	Reduktion
Schwermetalle	einige leicht erhöht	NO _x	30 mg/m ³ (5 %)
HCl	10-30 mg/m ³	SO ₂	60-75 mg/m ³ (10 %)
Parameter	unverändert	Staub	15 mg/m ³ (30 %)
CO	0		
PCDD/F	0		

Kosten und Entwicklungsstand

Die Investitionskosten der Anlage lagen bei 12 Millionen Euro, von denen 3 Millionen Euro über ein EU-THERMIE-Programm finanziert wurden. Außerdem hat der Erbauer Foster Wheeler den Bau als Referenzanlage offensichtlich subventioniert. Genauere Kosten wurden nicht mitgeteilt.

Wie die obigen Ausführungen ausweisen, wurde die Anlage stabil über mehrere Jahre betrieben. Änderungen in der Gesetzgebung führten zur Stilllegung, da laut Abfallverbrennungsrichtlinie der EU eine derartige Anlage eine Rauchgasreinigungsanlage benötigt, die zu vertretbaren Kosten nicht nachzurüsten war. Ein ausschließlicher Betrieb mit Reststoffen aus der Forstwirtschaft erwies sich als wirtschaftlich nicht attraktiv, da die Brennstoffkosten im Laufe der Jahre deutlich anstiegen. Die Notwendigkeit, die Abfallentsorgung von Lahti sicherzustellen, führte dann zu Planung und Bau der Vergasungsanlage Kymijärvi II am selben Ort, bei der das Synthesegas vor Eintrag in das Kraftwerk gereinigt werden sollte (vgl. folgendes Kapitel).

[Palonen 1998, Granatstein 2002, Kivela 2006]

3.2.4.4 Lahti Kymijärvi II

Lahti Kymijärvi II ist eine Vergasungsanlage für Ersatzbrennstoffe mit zirkulierender Wirbelschicht. Das erzeugte Synthesegas wird zunächst gereinigt und dann in ein Gas-Kraftwerk einspeist, das allerdings nicht mit Gasturbine sondern mit Brennkammer und Wasser-Dampfkreislauf betrieben wird. Die Anlage ersetzt die Konfiguration Lahti Kymijärvi I (vgl. Kapitel 3.2.4.3).

Lahti Energia und das staatliche Forschungszentrum VTT begannen bereits Anfang der 2000er Jahre mit der Planung einer neuen Technologie, die 2005 zur Beantragung einer staatlichen Genehmigung für den Bau einer großtechnischen Referenzanlage führte. Einsprüche von Umweltverbänden verzögerten die Genehmigung. Schließlich konnte 2009 ein Kontrakt zum Bau der Anlage geschlossen werden. Dieser Bau wurde von der EU unterstützt.

Die großtechnische Referenzanlage startete 2012 mit zwei Vergasungslinien den Demonstrationbetrieb, 2013 den regulären Betrieb.

Technologie

Das Kernstück der Anlage ist, wie bei Lahti I, eine zirkulierende Wirbelschicht, die mit Ersatzbrennstoff betrieben wird. Das erzeugte Gas wird entstaubt und in ein Gaskraftwerk mit Brennkammer und Wasser-Dampfkreislauf eingebracht. Den Aufbau der Anlage zeigt die folgende Abbildung.

Der Ersatzbrennstoff wird in einem eingehausten Bunker gelagert und gelangt über Zwischenbunker und eine Förderschnecke in die zirkulierende Wirbelschicht. Als Bettmaterial wird Sand genutzt, dem Kalk zugegeben wird. Die Vergasung findet bei 850–900 °C statt. Das in einem senkrechten Kühler auf 400 °C abgekühlte Synthesegas wird in keramischen Filtern entstaubt. Die Filteranlage verfügt pro Linie über 6 Filtereinheiten mit insgesamt etwa 4.000 Filterelementen. Die Filtertemperatur ist so hoch

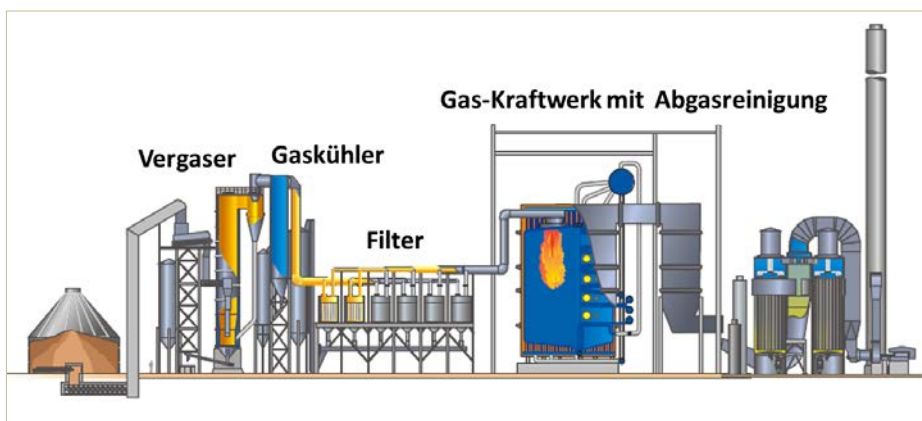


Abbildung 3.70: Prinzip der Anlage Kymijärvi II.

gewählt, dass Probleme mit der Kondensation von Teeren vermieden werden.

Das entstaubte Gas wird den Gasbrennern des Kraftwerks zugeführt. Dem Kraftwerk sind eine trockene Rauchgasreinigung mit NaHCO_3 - und Aktivkohlezugabe zur Abscheidung von Sauer gasen und Quecksilber sowie eine SCR-Anlage zur Stickoxidreduktion nachgeschaltet. Die Konfiguration der Gesamtanlage ohne Gasreinigung ist, zusammen mit einigen Leistungsdaten, aus dem folgenden Schema ersichtlich.

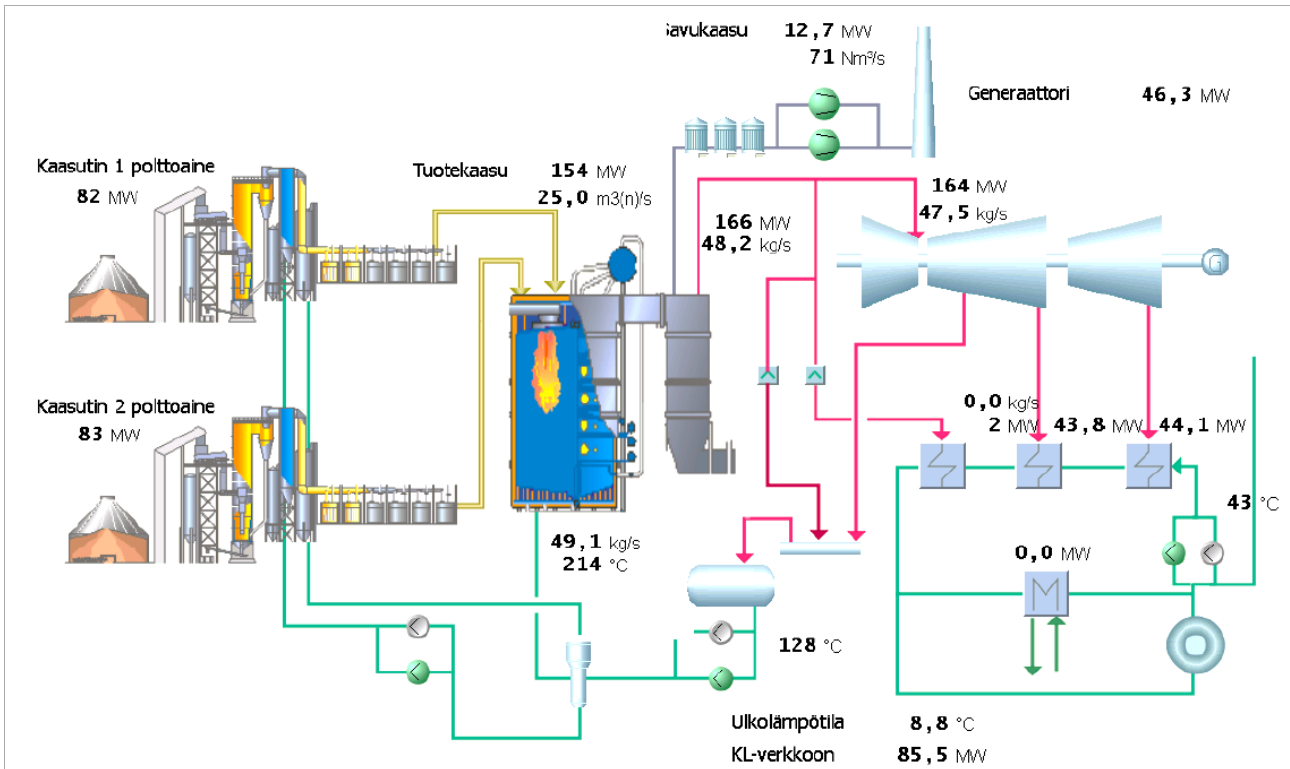


Abbildung 3.71: Gesamtfließbild der Anlage Kymijärvi II (Gasreinigung nicht eingezeichnet) [ISAKSSON 2012].

Betriebsparameter

Die folgenden Betriebsparameter sind als Auslegungsdaten anzusehen, Daten aus dem aktuellen Betrieb sind noch nicht zugänglich.

Tabelle 3.34: Betriebsparameter der Anlage Lahti Kymijärvi II.

Parameter	Wert	Parameter	Wert
Kapazität EBS	250.000 Mg/a	Synthesegasvolumen	$\approx 25 \text{ m}^3/\text{s}$
Thermische Kapazität	2 x 80 MW	Verbrennungstemperatur	$> 850 \text{ °C} / 2 \text{ s}$
Vergaserhöhe	$\approx 30 \text{ m}$	Dampf Temperatur	540 °C
Vergaserdurchmesser	$\approx 5 \text{ m}$	Dampfdruck	121 bar
Vergasungsmittel	Luft	Elektrische Leistung	50 MW
Vergasungstemperatur	850-900 °C	Thermische Leistung	90 MW
Filtertemperatur	400 °C	Elektrischer Wirkungsgrad	31 %

Die exportierte Energie wird in das Strom- bzw. Fernwärmenetz der Stadt Lahti eingespeist.

Emissionen und Reststoffe

Zu den Emissionen wurden keine Angaben gemacht, doch es ist zu erwarten, dass das installierte Rauchgasreinigungssystem alle Emissionsgrenzwerte einhält. Zu den Reststoffen liegen ebenfalls keine Informationen vor.

Kosten und Entwicklungsstand

Die Investitionskosten der Gesamtanlage betragen 160 Millionen €. Zu den Betriebskosten liegen keine Angaben vor.

Die Anlage wurde inzwischen mehr als 5.000 Stunden betrieben. Über die Verfügbarkeit und über Betriebsstörungen wurden keine Angaben gemacht. Nach 4.500 Stunden konnten an den Kesselrohren keine Korrosionsschäden festgestellt werden. Das Anlagenkonzept wird auf dem Markt, vor allem im Vereinigten Königreich, angeboten. [Isaksson 2012, Honkola 2013]

3.3 Plasmaverfahren

Die Technik zur Plasmaerzeugung wird derzeit schwerpunktmäßig von den vier Unternehmen Europlasma, Westinghouse, Phoenix Solution Company (PSC) und Tectronics angeboten. Im Bereich der thermischen Abfallbehandlung sind die Hersteller Westinghouse und Europlasma jeweils mit ihren Tochtergesellschaften Alter NRG bzw. CHO-Power am Markt vertreten. Die Firma Tectronics tritt als Anbieter gemeinsam mit dem Unternehmen Advanced Plasma Power (APP) auf. Die oben genannten Hersteller sind mit ihrer Plasmatechnik zum einen direkt über die Tochtergesellschaften mit verfahrenstechnischen Gesamtlösungen am Markt präsent. Außerdem wird die Technik auch über Drittanbietern in deren individuelle Verfahrenskonzepte integriert und am Markt angeboten. [Helsen 2010]

Derzeit existiert eine Reihe von Anlagen zur Plasmavergasung von Abfällen im Industriemaßstab mit einer nominalen Kapazität von unter 10 bis über 250 Mg/d. Diese Anlagen befinden sich überwiegend im asiatischen sowie im amerikanischen Raum. Der Anbieter CHO-Power ist mit einer Industrieanlage in Frankreich vertreten. Eine Übersicht über den Stand der sich im Jahr 2012 in Betrieb befindenden Anlagen sowie über (damalige) Projekte in der Planungsphase gibt Abbildung 3.72. In den folgenden Kapiteln sind die Verfahrenskonzepte aktueller Hersteller dargestellt.

3.3.1 Alter NRG (Westinghouse)

Der Anbieter Westinghouse/ Alter NRG entwickelte in den 1980er einen Prozess zur Pyrolyse von Abfällen. Derzeit ist das Unternehmen mit Anlagen zur Plasmavergasung mit einer Kapazität zwischen 40 und 620 Mg/d (feste Siedlungsabfälle) sowie 30 und 540 Mg/d (gefährlichen Abfälle) am Markt vertreten. Die Nutzung reinen Sauerstoffs als Vergasungsmittel lässt laut Hersteller in beiden Fällen eine Steigerung des Durchsatzes auf 1000 Mg/d zu. [Westinghouse 2013]

Technologie

Der von Westinghouse/Alter NRG entwickelte Vergasungsprozess basiert auf einem Gegenstromvergaser, der die benötigte thermische Energie teilweise aus Plasmabrennern bezieht. Die Temperaturen innerhalb des Plasmastrahls liegen zwischen 5.000 °C und 7.000°C, die mittlere Reaktortemperatur beträgt ca. 2.000 °C. Der Vergasungsreaktor (Abbildung 3.73) besteht aus einem Schachtofen und wird vor der Inbetriebnahme mit einem Bett aus Koks bestückt. Über den Koks wird die Energie zum Aufschmelzen des Vergasungsrückstands bereitgestellt. Während des Anlagenbetriebs wird dem Abfall weiterer Koks, mit einem Anteil von 4 % des Gesamtenergieinputs beigemischt [Heberlein 2008].

Location	Raw material	Capacity (TPD)	Start Date	Production	Plasma Technology	Company
Mihama-Mikata, Japan	MSW/WW Sludge	25	2002		DC, Westinghouse	Hitachi Metals Ltd.
Utashinai, Japan	MSW/ASR	300	2002		DC, Westinghouse	Hitachi Metals Ltd.
Yoshi, Japan	MSW	151	1999		DC, Westinghouse	Hitachi Metals Ltd.
Pune, India	Hazardous Waste	68	2009	1,6 MWe	DC, Westinghouse	Maharashtra Env. Pow.
Nagpur, India	Hazardous Waste	68	2010	1,6 MWe	DC, Westinghouse	Maharashtra Env. Pow.
Shanghai, China			Project		DC, Westinghouse	
Tallahassee, USA	MSW	910	Project	35 MWe	DC, Westinghouse	Green Power Systems
Morcenx, France	Industrial/Biomass	137	2012	12 MWe	DC, Europlasma	CHO-Power
Hull, Sunderlan, Barry & Barrow, UK	Industrial/Biomass	107 x 4 plants	Project	37.5 MWe	DC, Europlasma	CHO-Power
Port Hope, Canada	MSW/TDF	400	Project	26 MWe	DC, Europlasma	Sunbay Energy Corp.
Hirwaun, UK	MSW/industrial	~750	Project (2015)	20 MWe	DC, Europlasma	EnviroParks Limited
Ottawa, Canada	MSW	85	Demonstration facility	1 MWe/ton	DC, PSC	Plasco Energy Group Inc.
Trail Road, USA	MSW		Demonstration facility	0.88 MWe/ton	DC, PSC	Plasco Energy Group Inc.
Los Angeles, USA	MSW		Project		DC, PSC	Plasco Energy Group Inc.
Beijing, China	MSW	200	Project		DC, PSC	Plasco Energy Group Inc.
Tainan City, Taiwan	Hazardous Waste	3-5	2005		DC, Homemade	PEAT International
Iizuka, Japan	Industrial Wastes	10	2004		DC, Homemade	InEnTec
U.S. Navy	Shipboard Wastes	7	2004		DC, Pyrogenesis	Pyrogenesis
Hurlburt Field, USA	MSW/Hazardous	10.5	2011		DC, Pyrogenesis	Pyrogenesis
Faringdon, UK			Demonstration facility		DC, Tetronics	Advanced Plasma Power
Swindon	MSW	91,000 t/year	2008	16.3 MWe	DC, Tetronics	Advanced Plasma Power
South Wales	MSW		Project		DC, Tetronics	Advanced Plasma Power
North of England	MSW		Project		DC, Tetronics	Advanced Plasma Power
South West England	MSW		Project	17 MWe	DC, Tetronics	Advanced Plasma Power
Scotland – East Coast	MSW	91,000 t/year	Project		DC, Tetronics	Advanced Plasma Power
Brazil	MSW		Project		DC, Tetronics	Advanced Plasma Power
Brazil	ASR		Project		DC, Tetronics	Advanced Plasma Power
Belgium	Landfill	246 x 5 plants	Project	100 MWe	DC, Tetronics	Advanced Plasma Power
Swindon	Residual wastes		Demonstration facility	BSNG	DC, Tetronics	Advanced Plasma Power

ASR: Auto Shredder Residue, WW Sludge: Waste Water Sludge, TDF: Tire Derived Fuel, BSNG: Bio Substitute Natural Gas, TPD: Metric Tons Per Day

Abbildung 3.72: Industrieanlagen zur Plasmavergasung von Abfällen. Realisierung und Planungsstand [Fabry 2013].

Wie in untenstehender Abbildung zu sehen ist, besteht innerhalb des Reaktors kein direkter Kontakt zwischen dem Plasma und dem Abfall. Durch die gewählte Anordnung stellt das Plasma unterhalb der Abfallsäule ein hohes Energieniveau bereit, und beschleunigt die Vergasungsreaktionen. [Wood 2013]

Die organischen Bestandteile des zu behandelnden Abfalls werden im Reaktor in energiereiches Synthesegas umgewandelt. Dieses verlässt die Reaktionskammer im oberen Bereich, um für die weitere Verwendung gekühlt und gereinigt zu werden. Die anorganischen Anteile werden im unteren Bereich bei hohen Temperaturen in eine geschmolzene Schlacke umgewandelt, welche den Reaktor am Boden mit etwa 1.650 °C verlässt. Die hohe Verweildauer im Reaktor begünstigt eine vollständige Zersetzung von Teeren und verhindert die Verschleppung von (Ruß-) Partikeln. Literaturangaben zufolge ist der Prozess auf ein breites Spektrum an Einsatzstoffen mit heterogener Korngröße und Zusammensetzung ausgelegt und wird mit Siedlungs-

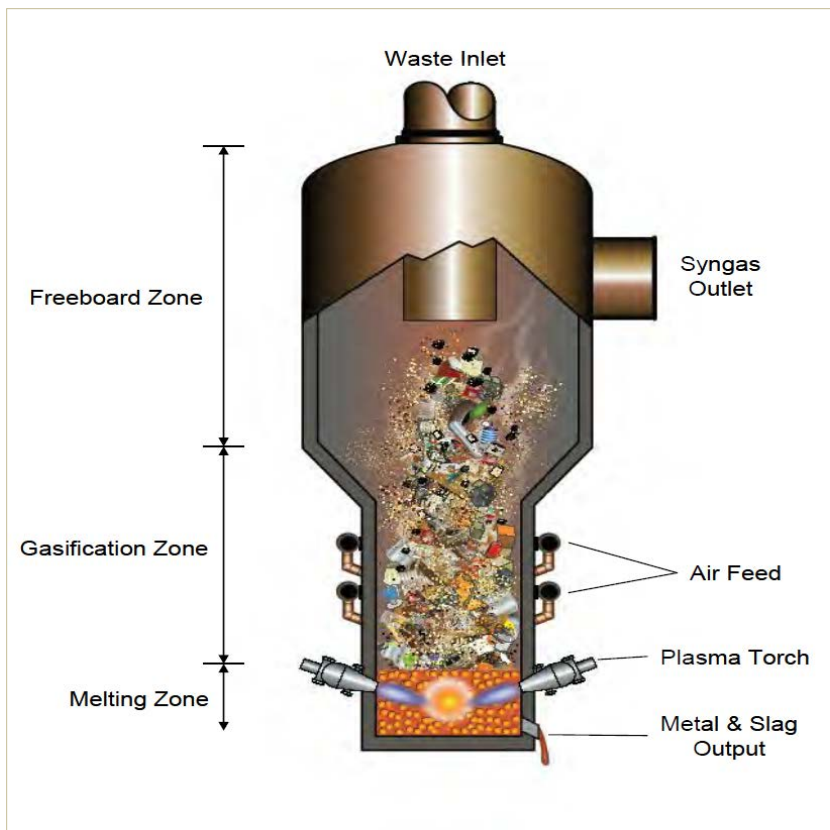


Abbildung 3.73: Vergasungsreaktor des Herstellers Alter NRG [Wood 2013]

schränkt möglich. [Helsen 2010]

abfällen (mit und ohne Aufbereitung), Altreifen, Schredderleichtfraktion, Biomasse und gefährlichen Abfällen betrieben [Helsen 2010]

Die Reinigung des Synthesegases erfolgt mittels Quenche, einem mit Natriumhydroxid betriebenen Wäscher, einem elektrostatischen Abscheider sowie einem Aktivkohlefilter.

Die im Abfall enthaltenen Inertstoffe sowie Metalle werden am Reaktorboden als flüssige Schlacke abgezogen. Die Schlacke wird mit Kalkstein versetzt und abrupt mit Wasser abgekühlt, wobei sich feinkörnige Granulate bilden. Literaturangaben zufolge werden die in der Schlacke enthaltenen Eisenmetalle zurückgewonnen sowie die Inertfraktion als Baustoff verwendet. Letztes ist in Abhängigkeit des Materialinputs nur einge-

Betriebsdaten

Nachfolgend sind eine Massen- sowie eine Energiebilanz der Alter NRG Plasmavergasungsprozesses aufgeführt. Diese wurden im Jahr 2008 von dem Beratungsunternehmen Juniper Consultancy auf Basis theoretisch ermittelter Betriebsparameter, welche durch Alter NRG zur Verfügung gestellt wurden, erstellt. Die Bilanz bezieht sich auf eine Anlage zur Behandlung von 740 Mg/d eines als repräsentativ angenommenen Gemischs aus US-amerikanischen Siedlungsabfällen gemeinsam mit 40 Mg/d Altreifen.

Tabelle 3.35: Massen- und Energiebilanz des AlterNRG Plasmavergasungsprozesses [Juniper 2008].

Massenbilanz				Energiebilanz			
Input	Gew.-	Output	Gew.-%	Input	%	Output	%
Siedlungsabfälle	62,3	Synthesegas	82,1	Abfälle	92,7	Synthesegas (sens.)	15,1
Altreifen	3,5	Metalle	5,5	Hochofenkoks	4,2	Synthesegas (latent)	0,7
Dampf	3,4	Schlacke	12,4	Kalkstein	-0,1	Synthesegas (chem.)	80,3
Hochofenkoks	2,7			Luftvorwärmung	1,2	Schlacke	0,2
Kalkstein	4,8			el. Energie	2,0	Verluste	3,7
Luft	20,0						
Plasmagas (Luft)	3,3						
Summe	100	Summe	100	Summe	100	Summe	100

Die Energiebilanz des Prozesses zeigt einen im Vergleich mit konventionellen Anlagen zur thermischen Abfallbehandlung (Abfallverbrennung) niedrigeren Bedarf an elektrischer Energie. In anderen Quellen wird von einem Bedarf an elektrischer Energie von 100–250 kWh/Mg Abfall, bzw. 312 kWh/Mg Abfall berichtet [Heberlein 2008, Ducharme 2010]. Nach einer ersten Abschätzung liegen diese Werte deutlich über den von Alter NRG gemachten Angaben.

Aufgrund der mangelnder Verfügbarkeit von Daten zu den Behandlungskosten aus der Praxis wird ebenfalls auf Planungswerte aus der Literatur zurückgegriffen. Einer an der Columbia University durchgeführten Studie liegen ebenfalls die in Tabelle 3.35 aufgeführten Prozessparameter zugrunde. Aus der Kostenrechnung ergeben sich durchschnittliche Behandlungskosten von 123 US-\$/Mg. In Abhängigkeit der Art der Energienutzung erhöhen bzw. verringern sich diese auf 152 bzw. 105 US-\$/Mg (75-110 €/Mg, Wechselkurs 04/2014). [Ducharme 2010]

Tabelle 3.36: Durchschnittliche Behandlungskosten AlterNRG Plasmavergasung [Ducharme 2008].

Kosten	US-\$/Mg
Personalkosten	10
Sonstige Betriebskosten	32
Kapitalkosten und sonstige Kosten (gemittelt)	81
Kapitalkosten und sonstige Kosten (Dampfkreisprozess)	63
Kapitalkosten und sonstige Kosten (GuD)	110
Summe	123

Entwicklungsstand

Laut Westinghouse/Alter NRG existieren momentan drei kommerziell betriebene Plasmavergasungsanlagen sowie ein Demonstrationskraftwerk. Letzteres wird von Alter NRG in Madison (USA) zu Forschungszwecken selbst betrieben. Die Anlage mit einem Durchsatz von 48 Mg/d dient der Erzeugung von Synthesegas. Betreiberangaben zufolge wurden in der Anlage bereits über 100 unterschiedliche Abfallfraktionen zur Erprobung eingesetzt [Westinghouse 2013].

Die größte kommerzielle Anlage befindet sich in Utashinai (Japan) und wurde 2003 durch Hitachi Ltd. mit einer Kapazität von 165 Mg/d zur Behandlung von Schredderrückständen von Altfahrzeugen errichtet. Sie besitzt zwei Vergaser und kann zudem auch ersatzweise bis zu 300 Mg/d feste Siedlungsabfälle behandeln. Ein Reaktor verfügt jeweils über vier Plasmabrenner mit einer Leistung von je 300 kW, in denen Luft als Trägergas eingesetzt wird. Die Menge an Koks und Vergasungsmittel variiert mit der Zusammensetzung des Abfalls. Die Energie des Produktgases wird über einen Dampfprozess zur Stromerzeugung genutzt. [Heberlein 2008] Laut Westinghouse wurde die Anlage kürzlich wegen Brennstoffmangels geschlossen [Westinghouse 2014].

Eine zweite Anlage befindet sich in Mihama-Mikata (Japan) und wurde 2002 von Hitachi Ltd. erbaut. Hier werden täglich 20 Mg feste Siedlungsabfälle und vier Tonnen Klärschlamm aus umliegenden Gemeinden vergast. Das erzeugte Synthesegas wird zur Wärmebereitstellung für die Klärschlamm-trocknung genutzt.

Die dritte Anlage befindet sich seit 2009 in Pune (Indien). Die Firma SMSIL vergast 72 Mg/d gefährliche Abfälle, die Wärmenutzung geschieht in einem nachgeschalteten Dampfkraftprozess. [Heberlein 2008]

3.3.2 C.H.O.-Power (Europlasma)

Die Französische Unternehmensgruppe Europlasma, bestehend aus INERTAM, TORCH & PROCESS, C.H.O-POWER und Europe Environment bietet Plasmabrenner und Reaktoren für verschiedene Anwendungen an. Die Plasmabrenner basieren auf einem nicht übertragenen Licht-

bogen, der über Gleichstrom zwischen zwei Elektroden erzeugt wird. Das Leistungsspektrum liegt zwischen 100 kW und 4 MW [Torchprocess 2013].

Europlasma ist momentan mit drei verschiedenen Produkten am Markt vertreten. Dies ist zum einen der von Europlasma selbst angebotene Reaktor für die Verglasung von Flugaschen. Zum anderen bieten die Tochtergesellschaften INERTAM bzw. C.H.O.-Power ein Verfahren zur Verglasung asbesthaltiger Abfälle bzw. einen zweistufigen Prozess zur Vergasung von Siedlungsabfällen an [CHO 2014, Heberlein 2008]. Angesichts des Schwerpunkts dieser Studie werden die beiden erstgenannten Verfahren zur Verglasung von Flugaschen sowie von Asbest nur in Kurzform vorgestellt. Das zuletzt genannte C.H.O. Verfahren ist im Folgenden, im Rahmen der verfügbaren Literatur, ausführlicher dargestellt.

Europlasma Schmelzreaktor für Verbrennungsrückstände

Die von Europlasma entwickelte Technik zur Verglasung von Verbrennungsrückständen wird in mehreren Anlagen industriell umgesetzt und wurde bereits im Jahr 1997 in eine Anlage in Cenon, Frankreich eingebaut. Das inerte, verglaste Produkt wird hauptsächlich als Zuschlagstoff im Straßenbau benutzt. Das Verfahren kommt vor allem in Japan zur Verdichtung bzw. zur Verglasung von Flug- und Rostaschen aus der Müllverbrennung zum Einsatz. Die dort errichteten Anlagen wurden hauptsächlich zwischen 2002 und 2003 in Partnerschaft mit ortsansässigen Unternehmen wie Kobesteel und Hitachi Zosen erbaut. Eine weitere Einrichtung dieser Art befindet sich in Südkorea. [Torchprocess 2014]

Den Kern des Europlasma-Verfahrens bildet ein Schmelzreaktor, in dem ein mit Luft betriebener, nicht übertragener Lichtbogen die zur Ascheschmelze nötige Energie bereitstellt. Der Prozess wurde je nach Anlage mit einem Durchsatz zwischen 10 Mg/d und 42 Mg/d Flugasche realisiert. Der spezifische Energieverbrauch beträgt je nach Anlagengröße 800–1.300 kWh/Mg behandelten Materials. Den Aufbau des Verfahrens zeigt Abbildung 3.74. Für den Ausbrand der Produktgase aus der Schmelzstufe ist dem Reaktor eine Brennkammer nachgeschaltet.

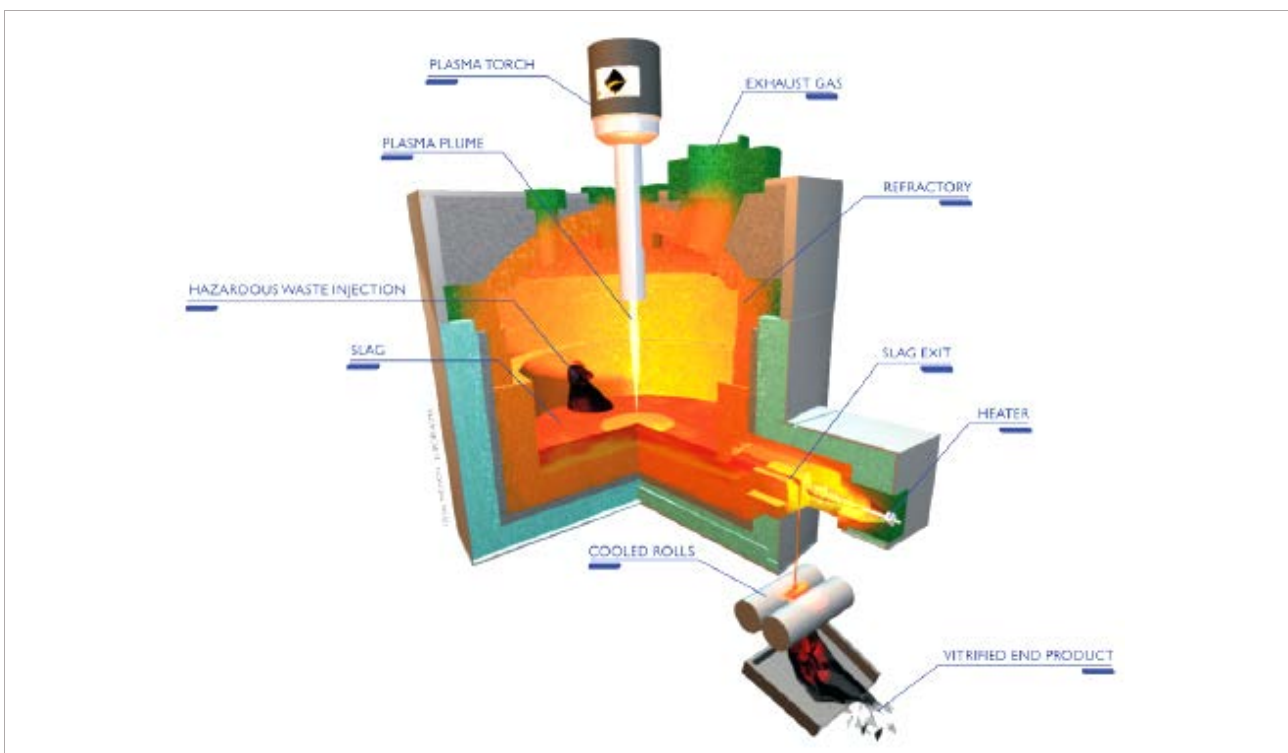
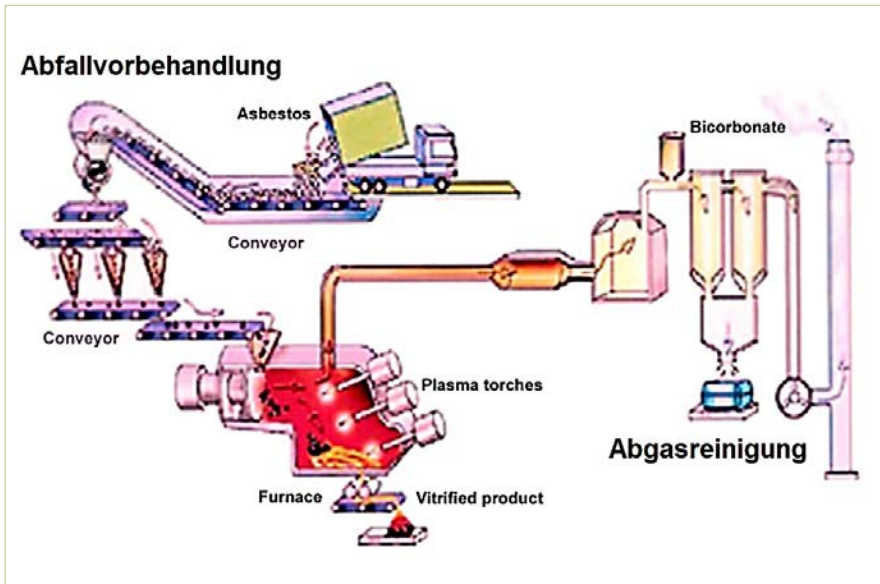


Abbildung 3.74: Schmelzreaktor des Herstellers Europlasma [Heberlein 2008].

INERTAM Asbestverglasung

Die Tochterfirma INERTAM betreibt in Morcenx eine Anlage zur Verglasung von Asbestabfällen. Laut Betreiberangaben ist diese Anlage die einzige, welche in dieser Art realisiert wurde [Inertam 2014]. Die Energiezufuhr in die Schmelzkammer des Verfahrens erfolgt über drei



Plasmabrenner, die auf unterschiedlichen Höhen angebracht sind (vgl. Abb. links). Der Prozess wird kontinuierlich mit maximal 20 Mg Material am Tag beschickt. Die Plasmabrenner haben Leistungen von 0,5 bzw. zweimal 2 MW. Der spezifische Energiebedarf für eine Tonne asbesthaltigen Abfall liegt bei 1.300 kWh. Die verglaste Schlacke wird diskontinuierlich abgezogen und findet Verwendung im Straßenbau. Die Prozessgase werden in einer nachgeschalteten Kammer umgesetzt. Heberlein 2008]

Abbildung 3.75: Asbest-Schmelzreaktor des Betreibers Inertam [Heberlein 2008].

C.H.O.-Power Siedlungsabfallvergasung

Derzeit errichtet die Firma C.H.O-Power im französischen Morcenx eine Anlage zur Vergasung von Abfällen und Biomasse. Pro Jahr sollen 37.000 Mg Industrieabfälle und 15.000 Mg Hackschnitzel umgesetzt werden. [CHO 2014] Der zweistufige Prozess basiert auf einer autothermen Vergasung mit Nachbehandlung der Vergasungsprodukte durch Plasma. [Drechsler 2014].

Technologie

In der ersten Stufe wird der vorsortierte und zerkleinerte Abfall im Festbett auf einem Rost vergast. Wie die Abbildung unten zeigt, wird der Vergasungsrost (idealisiert) in eine Trocknungs- und eine Vergasungszone unterteilt. Die Brüden aus der Trocknungszone werden in einem Abhitzeessel erwärmt und dieser über den Rost erneut zugeführt. In einer zweiten Behandlungsstufe werden das Synthesegas sowie der feste Rückstand räumlich getrennt voneinander nachbehandelt. Das Synthesegas wird mit Hilfe eines thermischen Plasmas auf über 1200 °C erhitzt und gecrackt. Die festen Rückstände werden in einer zweiten Plasmakammer geschmolzen und aus dem Prozess abgezogen.

Das Aufbrechen komplexer Kohlenwasserstoffe mittels Plasma soll den Einsatz des Gases in einer Gasturbine ermöglichen. Mit diesem als Turboplasma bezeichnetem Crackverfahren wird ein Verfahren industriell umgesetzt, welches seit 2009 im Megawattmaßstab entwickelt und erprobt wurde. Der Turboplasma-Stufe ist ein Abhitzeessel nachgeschaltet. Die dem Synthesegas dort entzogene Wärme wird teilweise für das Vorwärmen der Vergasungsluft genutzt. Somit soll ein quasi autothermer Betrieb des Gesamtprozesses ermöglicht werden. Die überschüssige Wärme steht als Nutzwärme zur Verfügung [CHO 2014].

Betriebsdaten

In der Literatur sind keine detaillierten Angaben zu der in Moncenx errichteten Anlage zu finden. In der verfügbaren Literatur zur Evaluierung des Prozesses wird daher auf Daten aus einer Studie der Credit Suisse anlässlich eines geplanten Bauvorhabens in New Jersey zurückgegriffen. Diese beziehen sich auf eine Industrieanlage mit einem Jahresdurchsatz von 122.400 Mg. Anstelle des Einsatzes von Biomasse in der Anlage in Moncenx werden dem Abfallstrom in dieser Anlage 3 Gew.-% Altreifen beigemischt. [Ducharme 2010] Eine aus den Literaturdaten abgeleitete Energiebilanz ist in Tabelle 3.37 dargestellt. Eine Massenbilanz ist nicht verfügbar. Aus der Energiebilanz ergeben sich Energieverluste in Höhe von ca. 400 kWh je Tonne behandeltem Abfall. An dieser Stelle sei angemerkt, dass die u.g. Daten im Rahmen einer Wirtschaftlichkeitsabschätzung durch Dritte zusammengetragen wurden und vom Anbieter selbst nicht verifiziert worden sind.

Tabelle 3.37: Energiebilanz des C.H.O. Vergasungsprozesses nach [Ducharme 2008], [CHO 2014]

Input	[kWh/Mg Abfall]	Output	[kWh/Mg Abfall]
Siedlungsabfälle	2.800	Synthesegas (sensibel)	400
Altreifen	291	Synthesegas (chemisch)	1.825
elektrische Energie Plasma	240	Prozesswärme	720
		Verluste*	386
Summe	3.331	Summe	3.331

*aus Differenz berechnet

Des Weiteren wurden in der von Credit Suisse beauftragten Studie die Behandlungskosten für das Verfahren prognostiziert. Aus Tabelle 3.38 ist ersichtlich, dass diese etwa 149 US-\$ /Mg Abfall (ca. 110 €/Mg) betragen.

Tabelle 3.38: Durchschnittliche Behandlungskosten des C.H.O. Vergasungsprozesses [Ducharme 2008]

Kosten	US-\$/Mg
Personalkosten	10
sonstige Betriebskosten	53
Kapitalkosten und sonstige Kosten	86
Summe	149

Entwicklungsstand

Mit Ausnahme der seit 2009 betriebenen Versuchsanlage zur Entwicklung des Turboplasma-Verfahrens ist keine Referenzanlage bekannt.

3.3.3 Advanced Plasma Power (Tetronics)

Die englische Firma Tetronics ist mit Plasmaverfahren zur Behandlung bzw. Vergasung gefährlicher Abfall-Monofractionen am Markt vertreten. Seit dem Jahr 2005 bietet Tetronics über die Firma Advanced Plasma Power (APP) eine unter dem Namen Gasplasma vertriebene Technik zur Plasmavergasung von Ersatzbrennstoffen aus Mischabfällen an. Der Gasplasma-Prozess ist als zweistufiger Prozess mit einer „konventionellen“ Vergasungsstufe ausgeführt, gefolgt von einem Plasmakonverter, in dem das Synthesegas nachbehandelt wird. In diesem werden im Gas enthaltene, organische Verbindungen und Teere gecrackt. Eine Pilotanlage mit einem Durchsatz von 100 kg/h wird seit 2008 in Swindon (UK), betrieben. [Tetronics 2014, Chapman 2013]

Technologie

Der Gasplasma-Prozess ist in Abbildung 3.76 schematisch dargestellt. In einer stationären Wirbelschicht wird der Ersatzbrennstoff bei 750–850 °C mit einem aus Wasserdampf und Sauerstoff bestehenden Vergasungsmittel umgesetzt. Die Luftzahl des Vergasungsprozesses beträgt 0,3. Nach der Wirbelschicht gelangt das Synthesegas in eine als Plasmakonverter ausgeführte zweite Vergasungsstufe, in dem ein Plasma mit einer Temperatur über 5.000 °C die im Gas enthaltenen, komplexen organischen Verbindungen und Teere crackt. Das Gas verlässt den Konverter mit einer Temperatur von 1.000–1.200 °C und wird auf 200 °C gekühlt. Es folgt eine Gasreinigung zur Abscheidung von Staub und sauren Gasen. [Chapman 2013, Morrin 2012]

Das gereinigte Synthesegas kann den Anbietern der Technik zufolge in einem Kraftwerk, einem Gasmotor, oder, bei entsprechender Reinigung, in einer Brennstoffzelle genutzt werden. Die Pilotanlage ist mit einem Gasmotor ausgerüstet.

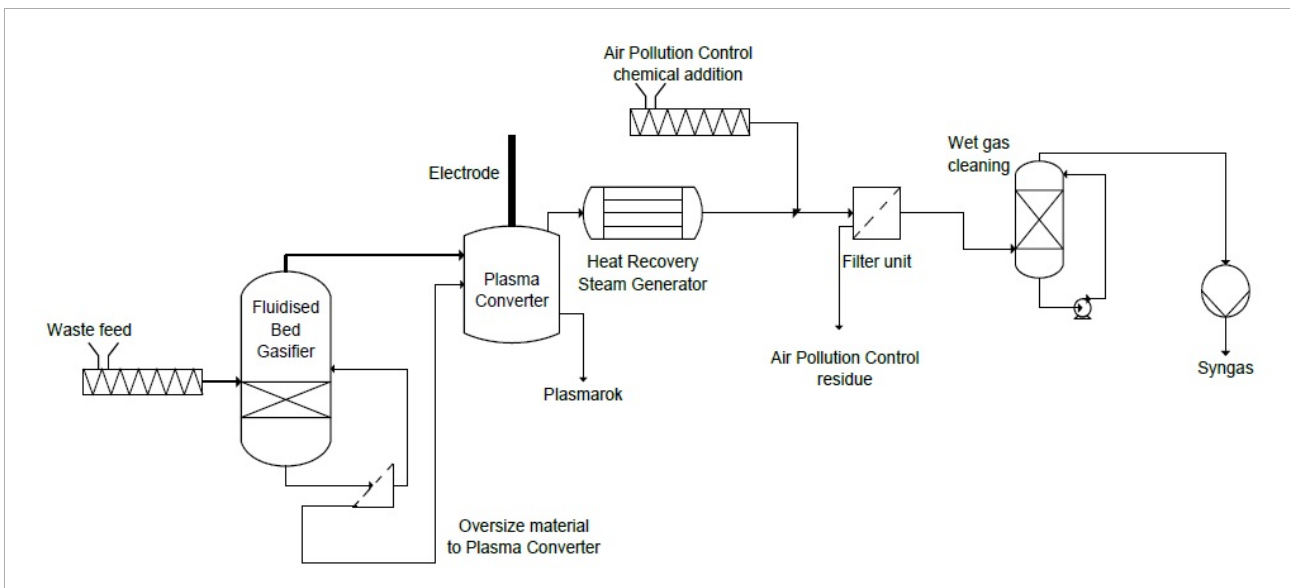


Abbildung 3.76: Verfahrensschema des zweistufigen APP Gasplasma Prozesses [Taylor 2013]

Der Plasmakonverter ist ähnlich einem Zyklon ausgeführt. Somit wird hier ein großer Teil der Flugasche aus der Wirbelschicht abgeschieden und durch das Plasma aufgeschmolzen. Der Vergasungsrückstand, welcher über den Boden aus der Wirbelschicht abgeführt wird, gelangt ebenfalls zur Nachbehandlung in den Plasmakonverter. Der als „Plasmarok“ bezeichnete, verglaste Prozessrückstand soll vermarktet werden.

Betriebsdaten

Die Betriebsdaten der Pilotanlage sind in Tabelle 3.39 zusammengefasst. Auffallend sind die hohen Anteile der Brenngase an Kohlenmonoxid und Wasserstoff. Dies ist auf die Verwendung reinen Sauerstoffs bzw. Wasserdampfs als Vergasungsmittel zurückzuführen.

Tabelle 3.39: Betriebsdaten der Gasplasma-Pilotanlage.

Betriebsparameter		Gaszusammensetzung	
Durchsatz	100 kg/h	CO	40%
Vergasungsmittel	O ₂ /H ₂ O	H ₂	37,5 %
Stöchiometrie	0,3	CO ₂	15%
Vergasungstemperatur	750–850 °C	CH ₄	< 1 %
Gastemperatur im Plasmakonverter	1.000–1.200 °C	H ₂ O	3,2 %
Gastemperatur nach Wärmetauscher	200 °C	N ₂	3,3 %

Kohlenstoff-Konversions-Effizienz	93-97 %
-----------------------------------	---------

Für eine Industrieanlage zur Verwertung von 150.000 Mg/a Restmüll wurde vom Verfahrensanbieter eine grobe Massen- und Energiebilanz erstellt [APP 2008]. Aufgrund der Unvollständigkeit der Angaben erlauben diese lediglich eine Orientierung. Zur Belastbarkeit dieser Prognosen können keine Angaben gemacht werden. Zu den Kosten des Verfahrens sind keine Daten verfügbar.

Tabelle 3.40: Massen- und Energieströme in einer großtechnischen APP Gasplasma-Anlage nach [APP 2008]

Massenbilanz [kg/Mg Abfall]				Energiebilanz [%]			
Input		Output		Input	%	Output	%
Siedlungsabfälle	1000	Wasser (Trock-	200	Siedlungsabfälle	100	Elektrische Energie	37
		Überkorn	65			Eigenbedarf	14
		Metalle	65			El. Energie (netto)	23
		Inertstoffe	65			Wärme	47
		Schlacke	75			Wärmeverluste	30
		RGR-Rückstände	10				
Summe	1000	Summe	480	Summe	100	Summe	100

Bezüglich der Massenbilanz ist anzumerken, dass die in dem Prozess eingesetzten Siedlungsabfälle vor dem eigentlichen Konversionsprozess zu Ersatzbrennstoffen aufbereitet werden. Im Zuge dieser Aufbereitung werden Wasser, Überkorn, Metalle und Inertstoffe aus dem Abfallstrom ausgeschleust. Da sowohl zur Masse des Produktgases als auch zu den Vergasungs- und Betriebsmitteln keine Daten vorliegen, ist es an dieser Stelle nicht möglich die Bilanz zu schließen. Bei der Energiebilanz ist ein vergleichsweise hoher elektrischer Wirkungsgrad bei gleichzeitig hohen Wärmeverlusten festzustellen.

Entwicklungsstand

Über die Pilotanlage am englischen Standort Swindon hinaus ist keine weitere Anlage nach den Gasplasma-Verfahren bekannt. Laut Herstellerangaben befinden sich derzeit mehrere Projekte in der Entwicklung, in denen der Prozess industriell umgesetzt werden soll. [APP 2014]

3.3.4 Plasco Energy (Phoenix Solutions Company)

Das kanadische Unternehmen Plasco Energy hat den zweistufigen Plasco-Prozess zur Erzeugung von Synthesegas aus aufbereiteten festen Siedlungsabfällen entwickelt. Dieser besteht aus einer klassischen Vergasung der Abfälle im Festbett, gefolgt von je einer Plasmastufe zur Nachbehandlung des Synthesegases sowie der festen Vergasungsrückstände. Bezüglich der Anordnung der Prozessschritte sind Ähnlichkeiten mit dem C.H.O.-Prozess der Firma Europlasma zu erkennen. Plasco Energy pflegt eine Kooperation mit der amerikanischen Phoenix Solutions Company (PCS), einem der führenden Anbieter von thermischen Plasmasystemen. [Fabry 2013, PSC 2014].

Technologie

Vor dem Einsatz der Siedlungsabfälle im Plasco-Prozess ist deren Aufbereitung (Inertstoffabscheidung, Zerkleinerung) erforderlich. In der darauf folgenden ersten Vergasungsstufe wird das Material einer Konversionskammer mit Schrägboden zugeführt, welcher von unten mit Luft als Vergasungsmittel durchströmt wird [Ademe 2009, Plasco 2011]. Zur Bereitstellung von Energie für den Vergasungsprozess wird das Vergasungsmittel über einen Wärmetauscher in der Synthesegasaufbereitung vorgewärmt. In Folge dessen stellen sich im Prozess Temperatu-

ren oberhalb von 800 °C ein. In einer zweiten Behandlungsstufe werden das Synthesegas sowie der feste Rückstand räumlich getrennt voneinander nachbehandelt. Das Synthesegas wird mit Hilfe eines thermischen Plasmas auf über 1.200 °C erhitzt und die noch im Gas enthaltenen, komplexen Kohlenwasserstoffe werden gecrackt. Die festen Rückstände werden in einer zweiten Plasmakammer aufgeschmolzen und aus dem Prozess abgezogen. Die nach dem ersten Vergasungsschritt im Rückstand verbleibenden, organischen Bestandteile werden in dieser Stufe vollständig umgesetzt. Die mineralischen Abfallbestandteile werden durch den Plasmabrenner geschmolzen und verglast. Dem Plasmaprozess nachgeschaltet findet eine Gasaufbereitung, bestehend aus Staubabscheidung, Schwermetallabscheidung, Kühlung und Nasswäsche statt. Das erzeugte Synthesegas wird in einem Verbrennungsmotor zur Stromerzeugung genutzt. [Ademe 2009, Plasco 2014]

Betriebsdaten

Eine kommerzielle Umsetzung des Plasco-Prozess fand bisher nicht statt. Bezüglich des Energieoutputs existieren Angaben zur chemischen Energie in der Gasphase sowie zur elektrischen Energie im Falle der Verstromung dieser Gase. Die Szenarien der Energiewandlung sind nicht im Detail bekannt.

Die Angaben in Tabelle 3.41 wurden Unternehmensunterlagen, die an einer Demonstrationsanlage mit einer nominalen Kapazität von 85 Mg/d ermittelt wurden, entnommen. Diese Anlage ist im weiteren Verlauf unter dem Punkt Entwicklungsstand kurz beschrieben. Aufgrund der Unvollständigkeit der Herstellerangaben konnte keine geschlossene Bilanzierung erfolgen. Dies betrifft vor allem Angaben zum Vergasungsmittel und zum Prozessenergiebedarf.

Tabelle 3.41: Massen- und Energieströme Plasco-Prozesses [Aitkin 2008, Plasco 2008]

Massenbilanz [kg/Mg Abfall]				Energiebilanz [kWh/Mg Input]			
Input	kg	Output	kg	Input	kWh	Output	kWh
EBS	1.000	Synthesegas	k.a.	EBS	4.583	Syngas (chem.)	3.502
		Schlacke	150			alternativ: Strom	1.400
		Kondensat (Wasser)	300				
		RGR-Rückstände	13				

Aus unabhängigen Studien geht hervor, dass der Nettoenergieoutput die vom Verfahrensanbieter gemachten Angaben deutlich unterschreitet [Best 2008]. Die in Tabelle 3.42 aufgeführten Behandlungskosten des Plasco-Verfahrens basieren ebenfalls auf der nachfolgend beschriebenen Demonstrationsanlage und liegen mit prognostizierten 149 US-\$/Mg behandeltem Abfall (110 €/Mg) auf dem Niveau des Wettbewerbers Europlasma.

Tabelle 3.42: Durchschnittliche Behandlungskosten des Plasco-Prozesses [Ducharme 2008].

Kosten	US-\$/Mg
Personalkosten	10
sonstige Betriebskosten	43
Kapitalkosten und sonstige Kosten	86
Summe	149

Entwicklungsstand

Das Plasco-Verfahren wird seit 2006 am Standort „Trail Road“ in Ottawa auf einem Deponiekörper in Kooperation mit der öffentlichen Hand betrieben. Die Anlage ist für einen Nenn-durchsatz 85 Mg/d Ersatzbrennstoff, bei einer Nettostromproduktion von 1,4 MWh/Mg EBS

ausgelegt. Nach Inbetriebnahme der Anlage wurde dieser Durchsatz mit im Mittel 4,5 Mg/d behandeltem Abfall deutlich unterschritten. Auch die angestrebte Stromausbeute wurde mit 0,06 kWh/Mg Abfall deutlich verfehlt. [Plasco 2014, Best 2008] Eine weitere Anlage mit einem nominalen Durchsatz von 5 Mg/d wird seit 2003 im spanischen Castel Galli betrieben. Diese Anlage diene u.a. der Auslegung der Anlage in Trail Road.

3.4 Verölungsverfahren

Verölungsverfahren haben den Anspruch aus bestimmten Abfallfraktionen ein – üblicherweise zu Heizöl oder Diesel vergleichbares – Produkt-Öl zu erzeugen. Großtechnische Anlagen zur Produktion von Heizöl oder Diesel im Dauerbetrieb existieren bisher noch nicht. Aussagen zur Wirtschaftlichkeit basieren daher stets auf Planungen. Die derzeit betriebenen Anlagen dienen der Erforschung und Weiterentwicklung der Verfahren. Neben der Wirtschaftlichkeit ist insbesondere der Nachweis eines reibungslosen Dauerbetriebs im Zeitraum von Wochen und Monaten noch zu erbringen.

Das Produkt-Öl soll im Wesentlichen aus Kohlenwasserstoffen bestehen. Verglichen mit anderen Abfallbehandlungsverfahren ist das Spektrum der Inputmaterialien daher stark eingeschränkt. Umfangreiche Vorbehandlungen des Inputmaterials sind in der Regel erforderlich. Geeignete Inputmaterialien stammen insbesondere aus dem Bereich der Polyolefine (z.B. PE, PP, PB) oder Abfall-Fraktion mit entsprechend hohen Anteilen dieser Kunststoffe sowie ölhaltigen Verbindungen (z.B. Altöle). Einzelne Verfahren beanspruchen eine breitere Inputpalette (z.B. Biomasse) einsetzen zu können. In der Literatur wird dies jedoch bezweifelt [Behrendt 2006, Willner 2009]. An die Inputmaterialien werden spezielle Annahmekriterien wie niedrige Wasser- und Aschegehalte (max. niedriger einstelliger Bereich) sowie definierte Korngrößen gestellt.

Die Pilotanlagen zur Gewinnung von Öl aus Abfallfraktionen nutzen in der jüngsten Vergangenheit Rührreaktoren. Bei vergleichsweise niedrigen Reaktionstemperaturen im Bereich von ca. 250 bis 420 °C werden Inputmaterialien bei geringem Unterdruck umgesetzt. Eine homogene Temperaturverteilung ist von äußerster Wichtigkeit, um Koksbildung zu vermeiden. Im Reaktor befindet sich eine Öl-Phase. Diese ermöglicht eine gute Mischbarkeit der Inputmaterialien, eine hohe Aufheizrate der Inputmaterialien sowie eine homogene Temperaturverteilung innerhalb des Reaktors. Die betrachteten Verfahren unterscheiden sich im Wesentlichen durch die Art des Wärmeeintrags, der Durchmischung der Öl-Phase und der Verwendung eines Katalysators:

Beim Alphakat-Verfahren wird die Wärme im Kunststoff-Öl-Gemisch über Reibung mittels Turbinen erzeugt. Diese Turbinen sorgen gleichzeitig für eine homogene Temperaturverteilung. Ein Katalysator soll die Ölausbeute erhöhen. Die Wirksamkeit der Katalysatoren konnte im Labormaßstab nicht nachgewiesen werden [Willner 2009]. Die Betreiber geben jedoch an, einen positiven Einfluss von Katalysatoren bei deren Einsatz in Pilotanlagen festgestellt zu haben. Anlagen werden von der Recenso GmbH (ehemals Alphakat Engineering GmbH) und der Alphakat GmbH angeboten. Am 14.02.2014 erfolgte die Besichtigung der Dieselwestanlage (Recenso GmbH) in Ennigerloh.

Das Logoil-Verfahren setzt insbesondere auf Systemlösungen biologisch kontaminierter Abfälle (z.B. aus dem medizinischen Bereich). Auch das Logoil-Verfahren arbeitet mit Katalysatoren. Eine geplante Besichtigung konnte nicht erfolgen nachdem die Firma aufgrund behördlicher Auflagen kurzfristig einen Umzug an einen neuen Standort durchführte.

Das zwischen 2006 und 2009 betriebene Clyvia-Verfahren nutzt einen von außen beheizten Rührreaktor. Im Reaktor befindet sich ein Mischer, der mit Kratzelementen versehen ist, um Koksablagerungen zu entfernen. Das Verfahren nutzt keinen Katalysator, nachdem Clyvia in Laborversuchen dessen Wirksamkeit widerlegt hatte. Nach der Insolvenz der Clyvia Technology GmbH ruhen die Aktivitäten des Eigentümers (DEPO Anlagenbau UG) derzeit. [Franz 2008]

Basierend auf der 2006 von der Nill Tech GmbH gebauten Plastoil-Anlage werden heute zwei sehr ähnliche Verfahren unter den Namen Plastoil bzw. Synthrol angeboten. Diese Anlagen bestehen aus drei hintereinander geschalteten Rührreaktoren. Die Beheizung erfolgt über im Reaktor befindliche mit Thermoölen gefüllte Rohre. Das Verfahren arbeitet ohne Katalysator. Die Besichtigung einer funktionsfähigen Anlage war nicht möglich.

Aktuell wird keine industrielle Anlage zur Druck-Hydrierung von Abfallfraktionen betrieben. Das Druck-Hydrierungs-Verfahren geht zurück auf die in den zwanziger Jahren des 20. Jahrhunderts in Betrieb genommenen Verfahren zur Kohleverölung nach Bergius und Pier. Eine Weiterentwicklung des Verfahrens wurde 1981 in Bottrop (neues I.G.-Farben-Verfahren) in Betrieb genommen. Von 1993 bis 1999 wurden in dieser Anlage (Kapazität 80.000 Mg/a) erfolgreich Kunststoffabfälle des DSD hydriert. Diese enthielten bis zu 4 % PVC. Im ersten Prozessschritt wurden die Kunststoffabfälle depolymerisiert sowie das aus PVC-reichen Fraktionen stammende HCl gebildet und abgetrennt. Im nachfolgenden VCC-Reaktor (Veba Combi Cracker) erfolgte bei Temperaturen von 400 bis 450 °C und einem Druck von ca. 100 bar die Hydrierung. Produkte waren synthetisches Rohöl, HCl, fester Rückstand (für Koksproduktion) und gasförmige Kohlenwasserstoffe. Nachdem ein wirtschaftlicher Betrieb nicht möglich war, wurde die Anlage 1999 stillgelegt. Laut Tukker et al. wurde damals mit einem Annahmepreis von 250 €/Mg gerechnet. [Tukker 1999; Behrendt 2006]

3.4.1 Dieselwest

Bei der Dieselwest-Anlage handelt es sich ein Verfahren der katalytischen Depolymerisation. Die Anlage basiert auf der zwischen 2007 und 2012 in Barrie (Kanada) mit Elektro- und Elektronikschrott-Recycling betriebenen Versuchsanlage der Recenso GmbH. Die Dieselwest-Anlage am Standort des Entsorgungszentrum Ennigerloh befindet sich seit 2012 in Betrieb. An der Versuchsanlage wird im Rahmen von Messkampagnen die Einsatztauglichkeit verschiedener Inputfraktionen untersucht, sowie die Entwicklung der Technologie weiter vorangetrieben. Laut Angabe der Betreiber ist die Zielsetzung von Dieselwest „der Beleg der Wirtschaftlichkeit der Verölung von Ersatzbrennstoffen, die am Standort Ennigerloh produziert werden“.

Technologie

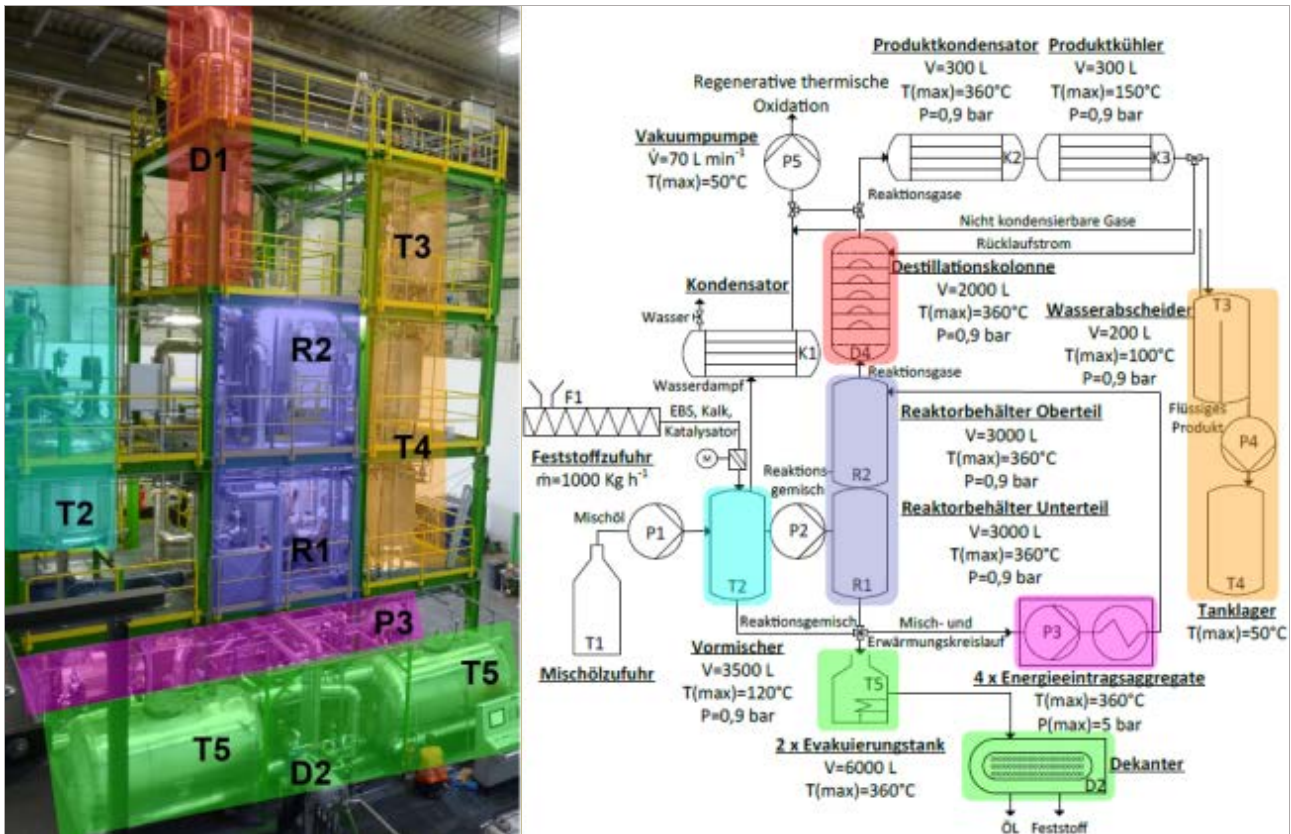


Abbildung 3.77: Dieselwest-Anlage (links) und Fließbild [Wiezorkowski 2012].

Abbildung 3.77 zeigt die Dieselwest-Anlage und ein Fließschema des Verfahrens. Als Einsatzstoffe für die Dieselwest-Anlage wurden laut Betreiber Ersatzbrennstoffe, Kunststoffgemische, Sonnenblumenschalen, Wood-Plastic-Composites (WPC) und Rapsschrot erfolgreich erprobt. Vor dem Reaktor wird dem Inputmaterial ein Katalysator auf Aluminium-Silikat-Basis und Eisenoxid zur Schwefelbindung zugegeben. Der Eintrag des von NE- und Fe-Metallen befreiten und in einer Korngröße von < 30 mm vorliegenden Inputmaterials erfolgt über eine Schnecke. Der Reaktor (Abbildung 3.78) ist über ein stickstoffgespültes Schleusensystem von der Umgebungsatmosphäre entkoppelt, um einen Sauerstoffeintrag zu vermeiden. Er arbeitet nach dem Prinzip der Schwerölsumpffphase bei einer Reaktionstemperatur von ca. 320 °C. Vor dem Start des Prozesses muss der Reaktor mit einem „Anfahröl“ befüllt werden. Im laufenden Betrieb soll dieses Öl nur in dem Maße verbraucht werden wie sich neues Öl aus dem Inputmaterial bildet. Der Energieeintrag geschieht über elektrisch betriebene Turbinen (Abbildung 3.78), die die Sumpffphase im Kreislauf führen, wodurch eine homogene Temperaturverteilung ermöglicht werden soll. Um die Turbinen nicht zu zerstören ist eine sichere Abscheidung von Metallen aus dem Inputmaterial von großer Wichtigkeit. Das bei einer Temperatur von 320 °C gasförmig vorliegende Produkt wird über eine Kolonne abgeführt, wobei aktuell ausschließlich Kopfprodukt abgezogen wird. Das Gas wird anschließend kondensiert und von Wasser befreit. Geringe Mengen nicht kondensierbarer Bestandteile werden über die regenerative thermische Oxidation des Entsorgungszentrums verbrannt. Ein Feststoff-Katalysator-Gemisch wird in regelmäßigen Abständen über ein Pumpsystem am Reaktorsumpf abgezogen. In einem durch eine Schleuse vom Reaktor getrennten Absetzbehälter wird das Feststoff-Katalysator-Gemisch von der mitgeführten Ölfraction getrennt, die anschließend rückgeführt wird.

Betriebsparameter

Die angestrebte Produktion des einen vorhandenen Moduls liegt laut Betreiber bei min. 375 l/h. Aktuell wird in der Entwicklungsanlage eine Ölproduktion von 100 bis 200 l/h erreicht. Der bisher längste unterbrechungsfreie Betrieb erfolgte während einer 23-tägigen Versuchskam-

pagne. Dabei konnte jedoch nicht die in Tabelle 3.43 angegebene Ölproduktion erreicht werden. Der Betreiber gibt einen Energieverbrauch von 2,5 kW_{el} pro Liter produziertem Öl an. Eine vollständige Massenbilanz liegt laut Betreiber bisher nicht vor. Problematisch bei der Bestimmung einer solchen Massenbilanz ist die große Menge an vorgelegtem Produktöl, das an den thermochemischen Prozessen teilnimmt oder diese sogar dominiert. Betriebsdaten der Anlage enthält Tabelle 3.43.

Tabelle 3.43: Betriebsdaten der Dieselwest-Anlage.

Reaktorparameter		Produkte	
Füllgrad	50 %	Gas	keine Erfassung
Temperatur	320 °C	Flüssig	400 l/Mg
Verweilzeit	3 min	Feststoff	10-15 %
Unterdruck	50 - 100 mbar (rel.)		
Additiv	Fe ₂ O ₃ (Schwefelbindung)		
Katalysatormenge	3 % des Inputs		
Ölproduktion	100-200 l/h		

Produkteigenschaften

Das Produktöl besteht zum Großteil aus der Siedefraktion des Gasöls. Die Spezifikationen entsprechen nicht der EN 590 für Dieselmotorkraftstoffe. So liegen aktuell abhängig vom Inputmaterial beispielsweise Schwefel- und Wassergehalte deutlich über den Grenzwerten. Am Besichtigungstermin wurde eine Produktölprobe im laufenden Betrieb entnommen und analysiert. Ausgewählte Ergebnisse sind in Tabelle 3.44 dargestellt. Die Produktöl-Probe segregierte in drei unterschiedliche flüssige Phasen, die im Scheidetrichter getrennt werden konnten: eine ölige Leichtfraktion (12 Gew.-%), eine wässrige mittelschwere Phase (81 Gew.-%) und eine ölige Schwerfraktion (7 Gew.-%). Abbildung 3.79 zeigt die drei separierten Phasen. Die Schwefelgehalte der öligen Leicht- und Schwerfraktion liegen deutlich über den Werten nach EN 590. Auffällig sind die hohen Stickstoffgehalte aller Ölfractionen, insbesondere der Schwerfraktion. Entsprechend der niedrigen Analysenwerte (vgl. Tabelle 3.44) stammt dieser Stickstoff nicht vom Edukt. Es wird vermutet, dass der Stickstoff dem Anfahröl entstammt, das vor dem Start eingefüllt wurde.



Abbildung 3.78: Links: Reaktor der Dieselwest-Anlage mit Schnecke für Brennstoffzufuhr, die den Brennstoff unter die Oberfläche des etwa zur Hälfte mit Öl-Feststoff-Gemisch gefüllten Reaktors fördert; rechts: Turbinen des Energieeintragungssystems (eigene Fotos).

Tabelle 3.44: Laboranalysen der Dieselwest-Proben. (*Die Brennwertbestimmung der Mittelfraktion war aufgrund des hohen Wasseranteils problematisch. 10-fache Bestimmung)

Parameter	Einheit	Edukt (WPC)	Leichte Fraktion	Mittlere Fraktion	Schwere Fraktion
Massenanteil	Gew.-%	-	12	81	7
Dichte	kg/m ³	-	0,83	1,01	1,04
Brennwert	kJ/kg	29.710	43.150	6.580*	27.900
Schwefel	Gew.-%	< 0,05	0,25	< 0,05	0,26
Stickstoff	Gew.-%	< 0,1	0,2	0,65	1,86

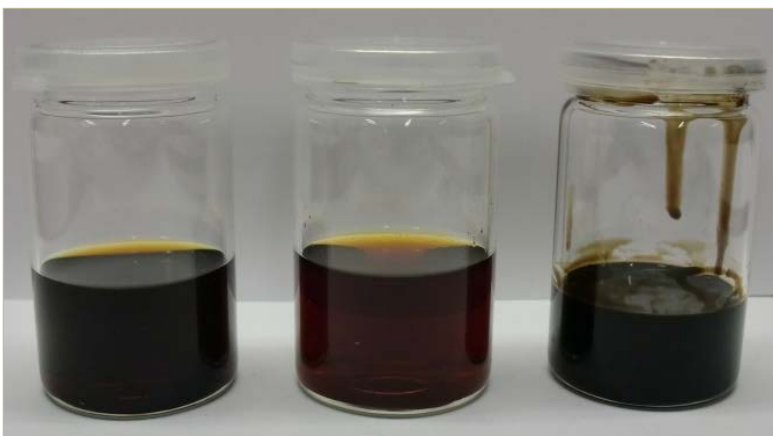


Abbildung 3.79: Produkte Dieselwest-Anlage. Links: Leichtöl, Mitte: Wässrige Phase, rechts: Schweröl (eigene Fotos).

Kosten und Entwicklungsstand

Die aktuell im Betrieb befindliche Anlage dient der Weiterentwicklung und Ausreifung des Verfahrens. Die kumulierte Betriebszeit beläuft sich laut Betreiberangabe auf ca. 4.000 Stunden. Dabei wurden über 1.000 Mg Brennstoff durchgesetzt. Um eine Wirtschaftlichkeit der Anlage zu gewährleisten muss insbesondere der Brennstoffdurchsatz bzw. Öl-Produktmenge gesteigert werden. Bei einem dauerhaften Betrieb rechnet der Anbieter mit Herstellungskosten von 0,5 €/l Flüssigprodukt. Unter der Annahme einer

Ölproduktion von 400 Liter je Tonne Inputmaterial entspricht dies Behandlungskosten von 200 €/Mg. Noch steht der Nachweis aus, ob und mit welchen Inputmaterialien die Funktionalität der Anlage im Langzeitbetrieb gegeben ist.

Gutachten zur KDV, der Basistechnologie des Dieselwest-Verfahrens, gehen grundsätzlich davon aus, dass diese Technik allenfalls mit Kunststofffraktionen zu betreiben ist. Bei der Verwendung von Biomassen wird ein Betrieb nur solange für möglich gehalten, wie Anfahröl als Reaktionsmittel vorhanden ist [Willner 2009].

Geplante Einsatzgebiete für das Öl sind Zementöfen oder Heizkraftwerke und die Nutzung in Feuerungsanlagen im kommunalen und landwirtschaftlichen Bereich oder in BHKWs. Des Weiteren plant der Betreiber nach einer Aufbereitung des Öls eine Beimischung in Treibstoffe.

Nach Aussage des Betreibers haben eigene Versuche und auch Fremdversuche die Umsetzung von Biomasse belegt.

3.4.2 Logoil

Bei der Logoil-Technologie handelt es sich um ein Verfahren zur katalytischen Depolymerisation von Kunststofffraktionen. Bis Ende 2013 wurde am Standort Halle eine Demonstrationsanlage mit einer Kapazität von 600 Mg/a betrieben. Die Demonstrationsanlage soll nach einem Umzug an einem neuen Standort wieder betrieben werden.

Technologie

Logoil-Anlagen werden in Containerbauweise angeboten. Diese Kleinanlagen sollen sich insbesondere für den dezentralen Betrieb eignen. Als Inputmaterialien werden polyolefinreiche Kunststoffabfälle eingesetzt, in Kombination mit der „Logmed-Anlage“ zur Aufbereitung der Inputmaterialien sollen insbesondere infektiöse Abfälle (z.B. aus Krankenhäusern) behandelt werden. Als Vorbehandlung sind folgende Schritte erforderlich: Zerkleinerung, ggf. thermische Desinfektion mit Sattedampf bei 110 °C; Dichtesortierung nach dem Schwimm-Sink-Verfahren zur Abtrennung nicht verölungsfähiger Kunststoffe, Metalle und sonstiger Reststoffe sowie Trocknung. Die aufbereiteten Polyolefine haben eine Korngröße von 30 bis 60 mm und einen Wassergehalt < 10 %. Zusammen mit einem Zeolith-Katalysator werden die Polyolefine bei Temperaturen von ca. 360 bis 380 °C umgesetzt.

Betriebsparameter

Tabelle 3.45 zeigt die Betriebsdaten der Logoil-Anlage. Die Produktöle und gasförmigen Kohlenwasserstoffe werden über eine Destillationskolonne in verschiedenen Siedefraktionen aufgetrennt. Wachse und feste Rückstände werden am Reaktorboden abgezogen. Die Beheizung des Reaktors erfolgt über elektrisch angetriebene Turbinen.

Tabelle 3.45: Betriebsdaten der Logoil-Anlage.

Reaktorparameter		Produkte	
Temperatur	360-380 °C	Gas	10-15 %
Verweilzeit	ca. 7 bis 9 min	Leicht-, Mittel-, Schweröle	50-75%
Druck	Umgebungsdruck	Wachs	10-40%
Hilfsmittel	Zeolithkatalysator	Fest (Sumpf/Sand)	3-5%

Kosten und Entwicklungsstand

Die Logoil-Demonstrationsanlage dient der Evaluierung von Abfallchargen sowie der Anpassung und Optimierung des Verfahrens. Laut Herstellerangaben beläuft sich die kumulierte Betriebszeit der Anlage auf 5000 Stunden. 160 Mg Inputmaterial wurden dabei eingesetzt. Die Behandlungskosten werden mit 25-39 €/Mg Abfall angegeben. Das Produkt besteht – abhängig vom Inputmaterial – zum Großteil (über 50 %) aus dem Siedebereich des Gasöls, sowie geringen Anteilen an leichtsiedenden flüssigen Kohlenwasserstoffen (bis 15 %) sowie gasförmigen Kohlenwasserstoffen (bis 15 %). Eine Komplettanalyse des Produktöls nach EN 590 liegt nicht vor.

Aus den Daten einer Einzelanalyse geht hervor, dass die Schwefelgehalte deutlich über dem Grenzwert der Norm liegen.

3.5 HTC-Verfahren

HTC-Verfahren sind nur für biogene Abfälle, wie Klärschlamm oder Bioabfall, geeignet. Eine Behandlung von gemischten Siedlungsabfällen ist mit diesen Prozessen dagegen nicht sinnvoll. Aus diesem Grund wird darauf verzichtet, die verschiedenen Verfahrenskonzepte der einzelnen Anbieter hier im Detail zu erläutern. Vielmehr wird der allgemeine Entwicklungstand im Überblick dargestellt. Eine Liste der aktuell am Markt aktiven Anbieter enthält Tabelle 3.46.

Tabelle 3.46: Anbieter von hydrothermalen Abfallbehandlungsverfahren (keine Gewähr auf Vollständigkeit).

Anbieter	Internetadresse
Artec Biotechnologie GmbH	www.artec-biotechnologie.com
AVA-CO2 Schweiz AG	www.ava-co2.com
CS carbonSolutions Deutschland GmbH	www.cs-carbonsolutions.de
Grenol GmbH	www.grenol.de
Ingelia	www.ingeliahtc.com
KWT Rosenkranz GmbH	htc-anlagenbau.de, www.dampfturbinenkraftwerk.de
SmartCarbon AG	www.smartcarbon.eu
SunCoal Industries GmbH	www.suncoal.de
TerraNova Energy GmbH	www.terranova-energy.com

Abbildung 3.80 zeigt das Grundschaema der HTC-Verfahren, mit den wesentlichen Produkten und Reststoffen. Neben dem Hauptprodukt „HTC-Kohle“ entstehen auch signifikante Mengen an hoch organisch belasteten Abwasserströmen, die behandelt werden müssen. Auch die bei der HTC-Behandlung entstehenden Permanentgase und die Abluft aus der Entwässerung und der unter Umständen verzichtbaren Trocknung müssen gereinigt werden (vgl. 2.3.3).

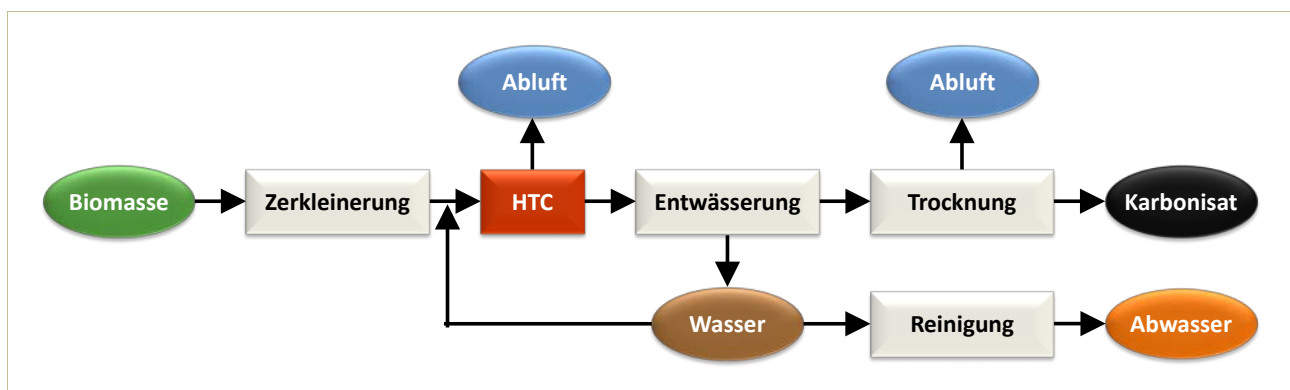


Abbildung 3.80: Allgemeines Grundschaema der Hydrothermalen Karbonisierung, verändert nach [Clemens 2011].

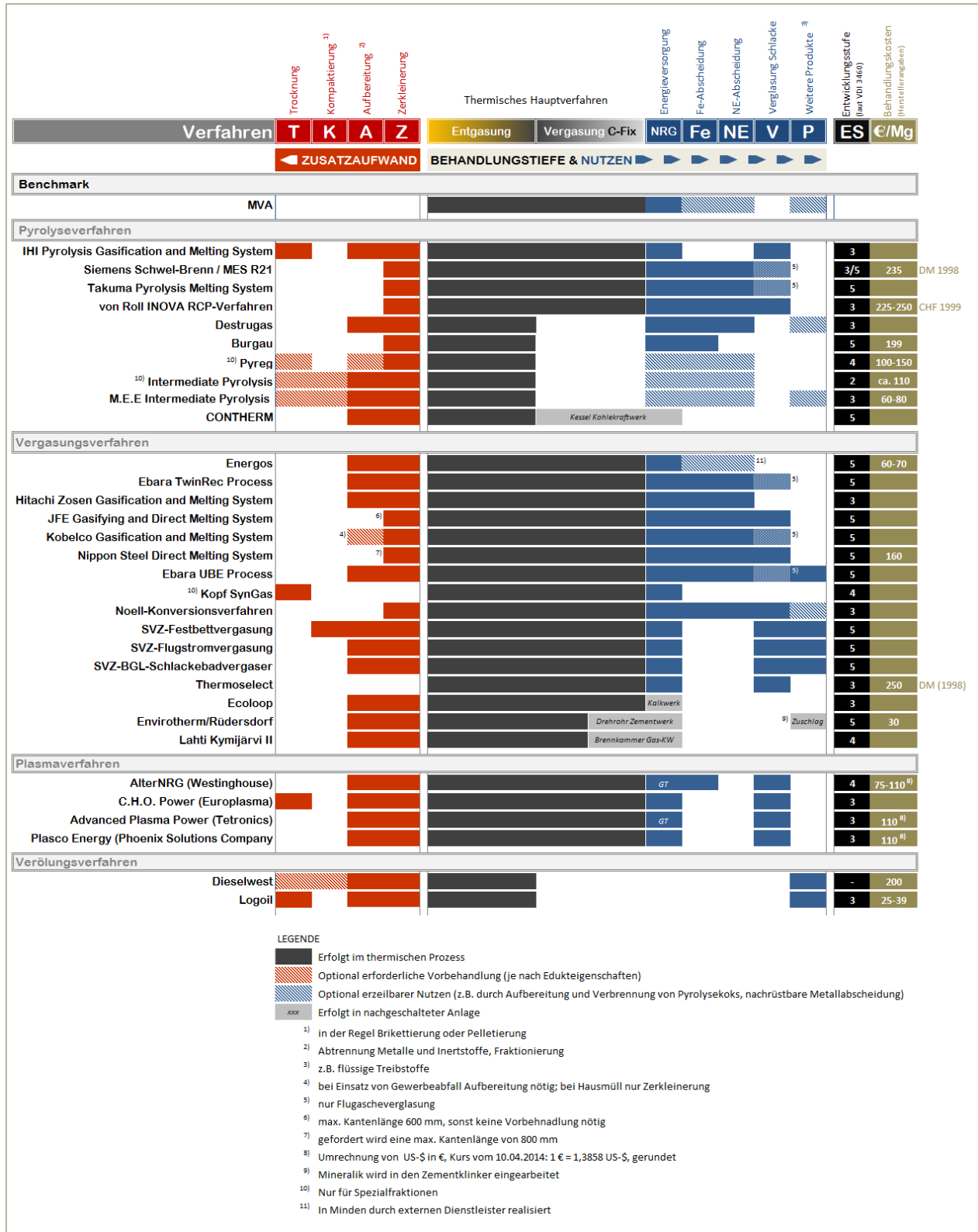
Ein positiver Effekt der hydrothermalen Behandlung ist die Verbesserung der Entwässerbarkeit des behandelten Materials. Es werden Trockensubstanzgehalte bei der Entwässerung verschiedener HTC-Produkte von über 60 % berichtet [Buttmann 2011, Ramke 2011]. Somit könnte das Verfahren als Alternative zur thermischen Teiltrocknung vor einer thermischen Nutzung, insbesondere von Klärschlamm und nassen Bioabfällen, Anwendung finden. Hierfür ist letztlich der Vergleich der Energieeffizienz beider Routen ausschlaggebend. In [Buttmann 2011] wird

der Energieaufwand für den Betrieb einer HTC-Anlage für teilstabilisierten Klärschlamm (TS-Gehalt 23 %) bei 7200 Betriebsstunden pro Jahr und einem Trockensubstanzgehalt des Karbonisates von 90 % mit 1.700 MWh (324 MWh davon Elektroenergie), also 212 kWh/Mg Inputmaterial, angegeben. Das sind 23 % des Energiegehaltes des erzeugten Karbonisates (7.260 MWh/a). Der Energieaufwand für eine rein thermische Trocknung von 23 % auf 90 % Trockensubstanzgehalt wäre mehr als doppelt so hoch. [Buttmann 2011]

Aktuell befindet sich noch kein HTC-Verfahren im industriellen Dauerbetrieb. Es existiert eine ganze Reihe von halbtechnischen Versuchsanlagen, die jedoch nur im Kampagnenbetrieb gefahren werden, um beispielsweise für potenzielle Kunden spezielle Substrate zu untersuchen oder die Technik weiter zu entwickeln. In der Regel ist nur der Verfahrenskern, also die Karbonisierungseinheit, meist verbunden mit dem Entwässerungsschritt umgesetzt. Die vollständige Prozesskette zur Behandlung aller Nebenströme (Abwasser, Abluft) ist meist nicht abgebildet.

3.6 Zusammenfassende Übersicht der Verfahren

Tabelle 3.47: Behandlungstiefe, Kosten und Entwicklungsstufe der betrachteten Verfahren im Überblick.



4 Bewertung und Diskussion

Einleitend zu diesem Kapitel werden zunächst länder- bzw. regionsspezifische politische und gesellschaftliche Rahmenbedingungen diskutiert, die wesentlichen Einfluss auf die Gestaltung der Abfallwirtschaft und damit auch auf die Umsetzung bestimmter Verfahren haben. Ohne Kenntnis dieser Rahmenbedingungen ist nicht zu verstehen, warum bestimmte Verfahren in manchen Regionen langfristig betrieben werden konnten und können und unter anderen Rahmenbedingungen gescheitert sind.

4.1 Politische und gesellschaftliche Rahmenbedingungen der Abfallbehandlung

Nicht nur beim Entwicklungsstand der Abfallwirtschaft sondern auch hinsichtlich der administrativen und organisatorischen Rahmenbedingungen existieren global signifikante Unterschiede. Zunächst ist festzustellen, dass sich – unabhängig vom gewählten Verfahren – die Verbreitung der thermischen Behandlungsverfahren für Abfälle auf wenige Regionen beschränkt. Nach [Lamers 2013] können vier geographische Regionen identifiziert werden:

- Europa, insbesondere Deutschland, Skandinavien (Norwegen, Schweden, Dänemark), die Niederlande, Italien, Frankreich, Großbritannien:
→ etwa 500 Anlagen
- Vereinigte Staaten:
→ etwa 75 Anlagen
- Japan
→ über 1.000 Anlagen
- China und Süd Korea
→ etwa 120 Anlagen, stark wachsend

Laut [Döring 2014] stehen weltweit insgesamt rund 2.200 Anlagen zur thermisch Behandlung von etwa 255 Mio. Tonnen Abfall pro Jahr zur Verfügung.

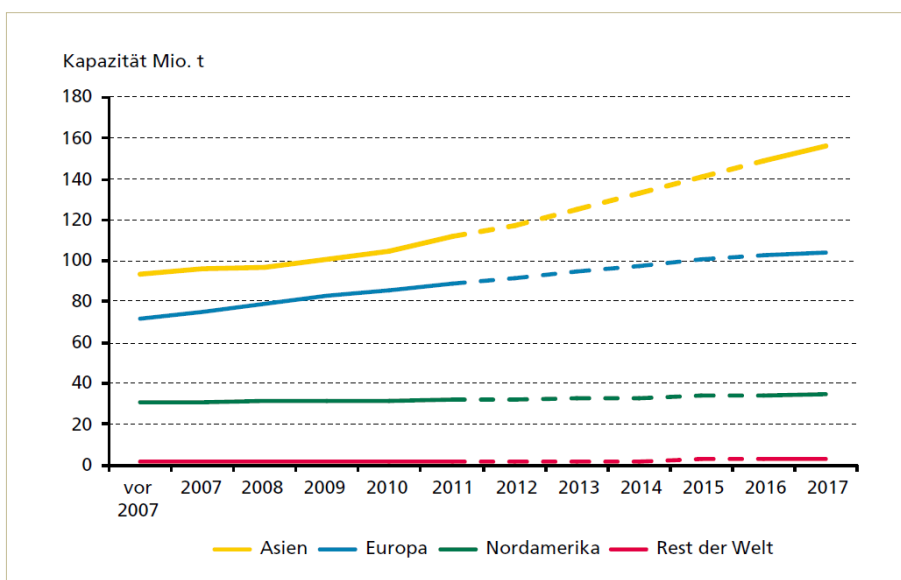


Abbildung 4.1: Kapazitätsentwicklung der thermischen Abfallverwertung weltweit [Döring 2014].

Alternative Verfahren wurden lediglich in Südostasien und dort vor allem in Japan in größerer Anzahl umgesetzt und im Langzeitbetrieb gefahren. In den anderen Regionen sind solche Anlagen – trotz des zum Teil immensen Interesses – nur in Einzelfällen längerfristig betrieben worden.

In der nebenstehenden Abbildung ist die Kapazitätsentwicklung der thermischen Abfallbehandlung, getrennt nach den Regionen

Asien, Europa, Nordamerika und dem Rest der Welt, in den letzten Jahren sowie eine Prognose für die zukünftige Entwicklung dargestellt. Deutlich wird der erwartete weitere starke Zuwachs

in Asien. Auch in Europa werden noch signifikante Kapazitätswachse zu verzeichnen sein, wenn die süd- und osteuropäischen Staaten ihren Standard in der Abfallwirtschaft, aufgrund der weiteren Umsetzung der Deponierichtlinie, an Zentraleuropa angleichen. In den übrigen Regionen werden aktuell kaum Kapazitätswachse erwartet [Döring 2014].

4.1.1 Europa

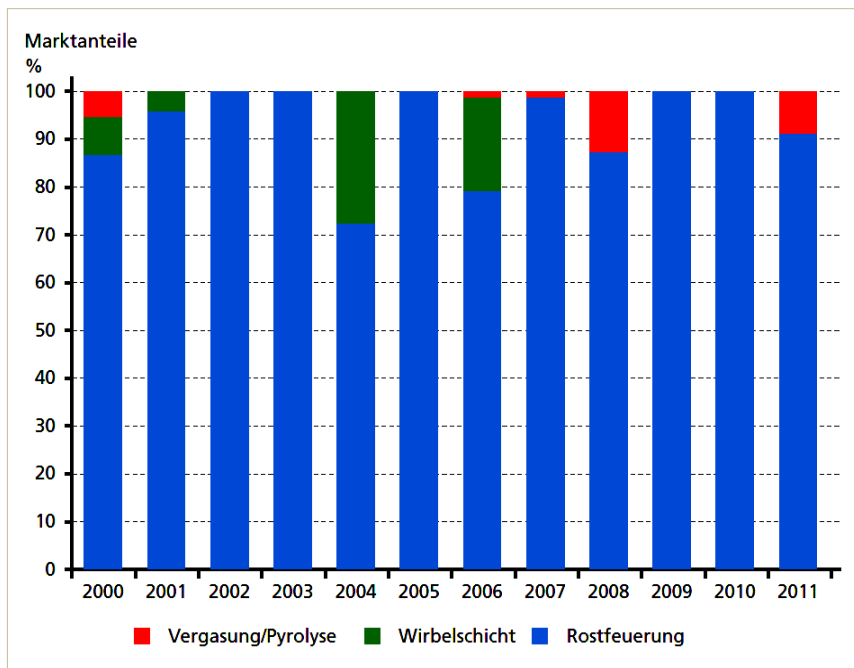


Abbildung 4.2: Marktanteile beim Neubau thermischer Abfallbehandlungssysteme in Europa während der letzten Jahre, nach [Martin 2011]

Bis auf wenige Ausnahmen bedeutet thermische Abfallbehandlung in Europa ausschließlich Verbrennung (s. nebenstehende Grafik). Das Image der Verbrennungstechnik und -branche in Europa ist dennoch negativ – offensichtlich grundlegend geprägt durch die Umweltskandale Ende des letzten Jahrhunderts.

Während die Abfallverbrennung in Nord- und Zentraleuropa (d.h. in Skandinavien, Benelux, Deutschland, Österreich und der Schweiz) – trotz vieler Bedenken und Proteste der Bevölkerung – inzwischen soweit akzeptiert ist, dass landesweite und flächendeckende

Behandlungskapazitäten geschaffen werden konnten, wird die Müllverbrennung in anderen Regionen Europas als antiquiert und unmodern betrachtet. Der gesellschaftliche Wille und der daraus gespeiste politische Druck ist zum Teil so stark, dass wenig erprobte und nach objektiven Gesichtspunkten zum Teil sogar fragwürdige Verfahren rigoros umgesetzt werden. Eine Vielzahl von gescheiterten Projekten, Bau- und Investitionsruinen, auch in der Bundesrepublik Deutschland, sind Resultat und Zeugnis dieser Praxis.

Die offizielle Politik der Europäischen Union spricht sich trotzdem eindeutig zugunsten der alternativen Verfahren aus. In einer Presserklärung der Europäischen Kommission aus dem Februar 2014, anlässlich der Gewährung einer europäischen Investitionsförderung für das Projekt Lahti II (vgl. Kap. 3.2.4.4) in Höhe von rund 15 Mio. €, heißt es wörtlich zur Kommerzialisierung der Vergasungstechnik: „*Its commercialization would provide a more efficient option for waste-to-energy plants in the EU*“ (Joaquín Almunia, Vizepräsident für Wettbewerbspolitik der Kommission) und an anderer Stelle im gleichen Text: „*The Commission [...] found that gasification allows for a cleaner and more efficient recovery of energy from waste than traditional techniques. In particular, it allows for a more efficient generation of energy and a better power-to-heat ratio.*“ [Colombani 2014]

Diese – wissenschaftlich durchaus diskussionswürdigen – Zitate belegen, dass in den nächsten Jahren eine erneute Investitionswelle im Bereich der alternativen Verfahren, zumindest in manchen Regionen Europas zu erwarten ist. Dabei müssten diese Verfahren für eine erfolgreiche Markteinführung mit den europäischen Behandlungskosten für die Müllverbrennung konkurrenzfähig sein.

kurrieren, die zwischen 25 €/Mg Abfall auf dem offenen skandinavischen Markt und 100 €/Mg auf dem staatlich geschützten belgischen Markt betragen [Lamers 2013]. Gleiches gilt für die in Europa geforderten Betriebszeiten von zum Teil deutlich über 7.500 h/a liegen.

4.1.1.1 Deutschland

Die Bestrebungen alternative Verfahren zur thermischen Abfallbehandlung, mit möglichst höheren Wirkungsgraden und optimierten Produkteigenschaften, einzusetzen, gehen in Deutschland auf die 1970er Jahre zurück und stehen sicherlich mit dem damals aufkeimenden Umweltbewusstsein und der Energiekrise in Zusammenhang. Aus diesen Bestrebungen resultierte eine Vielzahl von Pyrolyseprojekten, sodass Anfang der 1980 Jahre über 10 großtechnische Pilotanlagen mit einem Durchsatz vom mehreren Tonnen pro Stunde in Deutschland betrieben wurden [Pruckner 2008] (vgl. Abbildung 4.3). Von diesen Projekten ist heute nur noch die Anlage in Burgau in Betrieb.



Abbildung 4.3: Großtechnische Pilotanlagen zur Abfallpyrolyse, Anfang der 1980er Jahre in Deutschland: Goldshöfe, Ulm-Wiblingen, Bernau (oben, von links), Eilenburg und Salzgitter (unten von links) [Pruckner 2008].

Die weitere Entwicklung der alternativen thermischen Verfahren in Deutschland ist im Wesentlichen vom Scheitern des Siemens Schwel-Brenn- und des Thermoselect-Verfahrens geprägt. Neben dem RCP-Verfahren wurden nur diese beiden Technologien in Deutschland großtechnisch umgesetzt (vgl. Abbildung 4.4). Beide Verfahren sind mit dem Versprechen angetreten, signifikante Vorteile im Vergleich zur Müllverbrennung aufzuweisen. Beispielhaft zeigt dies das Titelblatt der Zeitschrift Umweltpraxis aus dem Jahr 2003 (vgl. folgende Seite), auf dem das damals bereits in der Kritik stehende Thermoselect-Verfahren im Stile eines Werbeprospektes als quasi „omnifunktionale“ Abfallbehandlungstechnologie angepriesen wurde. Dies unterstreicht die besondere Faszination, die solche Verfahren in der Öffentlichkeit und den Medien auslösen.



Abbildung 4.4: Großtechnische Anlagen zur alternativen thermischen Abfallbehandlung in Deutschland, von links: Siemens Schmelz-Brenn-Anlage in Fürth (Betrieb 1997-1999), Thermoselect-Anlage in Karlsruhe (1999-2003) und RCP-Anlage in Bremerhaven (1998-2005) [Vaccani 2014].



Abbildung 4.5: Zeitschrift Umweltpraxis vom März 2003.

Rückblickend konnten die postulierten Vorteile durch die Verfahren in der industriellen Praxis nicht nachgewiesen werden. Im Gegenteil: Die vertraglich vereinbarten Leistungsziffern wurden nicht eingehalten und die Verfahren in der Folge stillgelegt.

Auch der technisch erfolgreiche Betrieb der Abfallvergasungsanlagen im Sekundärrohstoff Verwertungszentrum (SVZ) Schwarze Pumpe in der Niederlausitz, Nähe Cottbus, konnte das Scheitern der alternativen thermischen Abfallbehandlungstechnologien in Deutschland nicht verhindern. Die ehemaligen Braunkohlevergasungsanlagen der DDR, deren Aufbau und Betrieb nur unter den Rahmenbedingungen einer Planwirtschaft möglich waren, wurden Anfang der 1990er Jahre für den Einsatz von Abfällen umgerüstet und mehrere Jahre mit aufbereiteten Abfällen technisch erfolgreich betrieben. Trotz des hochwertigen Produktes Methanol konnte kein wirtschaftlicher Betrieb realisiert werden. Nach zwei Konkursen wurde die Anlage 2004 endgültig stillgelegt.

Trotz der aktuell schon vorhandenen Überkapazitäten werden auch in Deutschland immer wieder neue alternative thermische Prozesse entwickelt, angeboten und auch umgesetzt. Die Faszination ist soweit ungebrochen, dass Verfahrens-

geber – in voller Überzeugung oder zum Teil auch mit ausschließlich kommerzieller Energie – immer wieder Geldgeber für die Umsetzung ihrer Technologien begeistern können. In Deutschland sind dies jedoch Singularitäten. Eine signifikante Marktbeeinflussung ist, auch aufgrund gewisser Überkapazitäten, auch in Zukunft nicht zu erwarten.

4.1.1.2 England

In England ist die Situation grundlegend anders. Obwohl die Abfallverbrennung in England entwickelt wurde und um die vorletzte Jahrhundertwende über 200 Müllverbrennungsanlagen in ganz England existierten [de Fodor 1911], steht die Technik dort heute sehr in der Kritik. Während in Deutschland die geschilderten Erfahrungen mit den alternativen thermischen Ab-

fallbehandlungstechnologien zumindest in Fachkreisen zu einer realistischen Einschätzung des tatsächlichen Potenzials dieser Verfahren geführt haben, ist in England auch bei vielen Experten und Wissenschaftlern eine gewisse Affinität für die „alternativen“ Technologien festzustellen.

Aktuelle Informationen zu Neubauten in England bestätigen die Einschätzung, dass England ein günstiges Marktumfeld für die alternative thermische Abfallbehandlung bietet. Seit etwa sieben Jahren werden dort alternative thermische Abfallbehandlungsverfahren über Forschungsbeihilfen und anschließend über sogenannte Renewable Energy Obligation Credits (ROCs) gezielt gefördert. Dies hat dazu geführt, dass sich eine Vielzahl von Projekten in der Entwicklungsphase befindet. Aktuell umgesetzt werden mehrere Energos-Projekte (Glasgow, Milton Keynes) und zwei Anlagen von AlterNRG (Tees Vallay, Durchsatz jeweils 350.000 Mg/a) [Vaccani 2014].

4.1.1.3 Italien -Frankreich - Spanien

Auch in diesen Ländern gibt es regional starke Widerstände gegen klassische Verbrennungsverfahren. Dies hat in einigen Fällen dazu geführt, dass gezielt Projekte mit Vergasungs-, Pyrolyse- oder Schmelzverfahren vorangesehen wurden. Allerdings ist die Realisierung der meisten Projekte unsicher. Viele derartige Projekte wurden auch durch lokale Widerstände verzögert oder vollständig verhindert. [Vaccani 2014]

4.1.1.4 Polen

Der polnische Markt gehört zu den aktiven Märkten für thermische Abfallbehandlungsanlagen in Europa. Verschiedene Anbieter für alternative Verfahren, auch aus Japan, sind daher in Polen präsent.

Aktuell sind viele Projekte in der Entwicklung. Dabei werden auch alternative thermische Verfahren ernsthaft geprüft. Bereits in der Vergangenheit wurden bei Ausschreibungen einige Male Alternativverfahren zugelassen. Für das Jahr 2014 werden in mindestens zwei Fällen konkrete Ausschreibungen für alternative thermische Verfahren erwartet.

4.1.2 Nordamerika

Die Entwicklung von „Waste-to-Energy“ (WtE) in den USA erfolgt grundsätzlich eher schleppend. Zwar gibt es in Ballungsgebieten durchaus seit Jahrzehnten Verbrennungsanlagen, ein weiterer Zubau ist aufgrund der billigen Megadeponien jedoch wirtschaftlich schwierig.

Dort wo Projekte entwickelt werden, zeigt sich aktuell wieder verstärktes Interesse an alternativen thermischen Behandlungsverfahren. Die von den Anbietern beworbenen Attribute der Umweltfreundlichkeit, Energieeffizienz und Modernität scheinen in den USA besonderes Gehör zu finden. Entsprechend sind mehrere Projekte in der Ausschreibungsphase, an denen auch alternative thermische Technologien beteiligt sind (Los Angeles, New York).

Ähnliches gilt für Kanada. So sind zwei von zehn Verfahren, die in Vancouver die Präqualifikation für ein Projekt erhalten haben, den Vergasungstechnologien zuzuordnen. In Ottawa errichtet die Firma Plasco eine Anlage mit einer Kapazität von 100.000 Mg/a in einem Betreibermodell.

[Martin 2012, Vaccani 2014]

Aufgrund der erwähnten günstigen Deponien, sind die realisierbaren Annahmehöhen (Gate Fee) in den USA noch deutlich niedriger als in Europa. 20-40 US-\$/Mg, also etwa 14-20 €/Mg Abfall sind üblich. Vor diesem wirtschaftlichen Hintergrund ist es, ohne Änderung der rechtlichen Rahmenbedingungen (z.B. Deponieabgabe oder Vorbehandlungsgebot wie in Europa, Anforde-

rungen an Schlackequalität wie in Japan), nicht zu erwarten, dass komplexe und damit teure alternative thermische Behandlungsverfahren eine signifikante Marktdurchdringung erreichen werden.

4.1.3 Asien

In Asien spielt der japanische Markt eine Sonderrolle. Aufgrund der dort herrschenden Rahmenbedingungen konnten sich verschiedene alternative thermische Abfallbehandlungstechnologien etablieren. Entsprechend liegt der Fokus der folgenden Ausführungen auf der Situation in Japan.

4.1.3.1 Japan

Die Abfallwirtschaft in Japan wird von einigen Faktoren signifikant beeinflusst, die zu der besonderen Entwicklung der thermischen Abfallbehandlung, hin zum Aufbau großer Behandlungskapazitäten an alternativen thermischen Verfahren geführt haben.

Insbesondere ausschlaggebend für diese speziell japanische Entwicklung waren:

- Gesetzliche Vorgaben
 - Vorgabe Schlackeschmelze
 - Vorgabe der kommunalen Behandlungsautarkie
- Geringe Betriebszeiten (Folge der vielen Anlagen)
- Hohes Niveau der Behandlungskosten (intransparente Finanzierung)
- Fokus auf Entsorgung (Beseitigung), bisher wenig Interesse an energetischer Nutzung
- Abfallqualität

Vorgabe Schlackeschmelze

Als Resultat von einigen Dioxinskandalen mit der Wirbelschichtverbrennung von Abfällen in den 1990er Jahren, wurde in Japan die Vorschrift erlassen, dass Schlacken aus der thermischen Abfallbehandlung einzuschmelzen sind. Diese Vorschrift war ein wesentlicher Grund für die Etablierung verschiedener alternativer thermischer Verfahren mit integrierter Schlackeschmelze zu Beginn des neuen Jahrhunderts.

Nachdem die Vorschrift im Jahr 2008 gelockert wurde, nahm die Anzahl der Neubauten von alternativen thermischen Verfahren wieder deutlich ab (vgl. Abbildung 4.7). [Vaccani 2014]

Die große Flächenknappheit und die hohen Deponiekosten sind weitere Gründe für das Einschmelzen der Rückstände zu nutzbaren Produkten, die keinen Deponieraum benötigen. [California 2007, Döring 2014]

Vorgabe Regionale Autarkie

In Japan ist durch das „Waste Management and Public Cleansing Law“, also das Gesetz für Abfallbeseitigung und Stadtreinigung“ aus dem Jahr 1970 vorgeschrieben, dass die Abfälle einer Kommune, unabhängig von der Größe des Gebietes, auch von dieser Kommune zu sammeln und zu entsorgen sind. Dies hat dazu geführt, dass jede Kommune in Japan Behandlungskapazitäten errichtet hat und vorhält. Entsprechend liegt die Kapazität der meisten Anlagen deutlich unterhalb von 100.000 Mg/a. [Eyssen 2011, Shinagawa 2013, Lamers 2013]

Abbildung 4.6 zeigt die Größenverteilung der japanischen Anlagen zur thermischen Abfallbehandlung. Im Vergleich zu den insgesamt 168 thermischen Abfallbehandlungsanlagen

(DESTATIS 2014) in Deutschland fällt insbesondere große Anlagenanzahl von insgesamt 1243 auf.

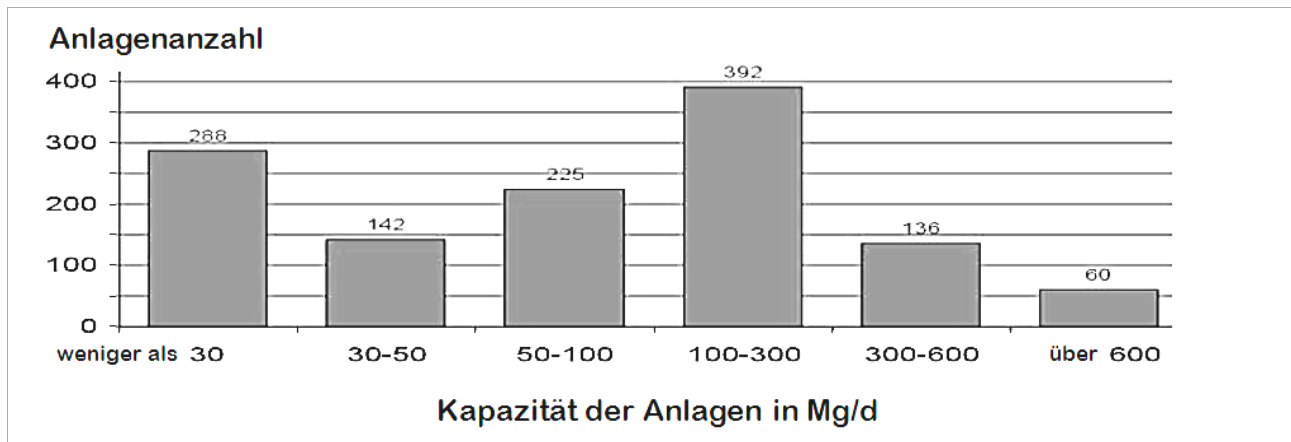


Abbildung 4.6: Verteilung der Anlagenkapazitäten der thermischen Abfallbehandlungsanlagen in Japan [HZI 2011].

Betriebszeiten

Trotz der eher gering erscheinenden Kapazitäten der japanischen Anlagen, wurden diese in der Vergangenheit dennoch häufig überdimensioniert, um auch künftigen Kapazitätssteigerungen gewachsen zu sein. Zur kompromisslosen Gewährleistung der Entsorgungssicherheit wurden außerdem großzügige Wartungs- und Instandhaltungszeiträume eingeplant. [Shinagawa 2013] Die geplanten Betriebszeiten liegen meist zwischen 6.500-7.500 h/a.

Dies hat dazu geführt, dass thermische Behandlungsanlagen in Japan häufig nur an 240-280 Tagen im Jahr betrieben werden (vgl. hierzu auch Betriebszeiten Kobelco Gasification and Melting System in Abbildung 3.40).

Entsprechend viel Zeit steht für die Wartung und Instandsetzung zur Verfügung. Dies ist beim Einsatz komplexer und wartungsaufwändiger Technologien hilfreich.

Behandlungskosten

Die Behandlungskosten liegen in Japan deutlich über denen in Europa. Nach [Lamers 2013] liegen die „Gate Fees“ bei umgerechnet etwa 300 €/Mg Abfall. Der Abfallbericht der „Tokyo 23“, einem aus 23 Städten bestehenden Verband im westlichen Großraum Tokyo, gibt für die Region durchschnittliche Abfallbehandlungskosten von 56.975 yen/Mg Abfall für das Jahr 2013 an [Tokyo 2013]. Umgerechnet sind das rund 400 €/Mg Abfall. Schätzungen von Branchenkennern gehen zum Teil von noch höheren Kosten aus. Auch die Deponiekosten liegen in Japan sehr hoch.

Genauere Aussagen zu den Kosten der Abfallbehandlung sind jedoch schwierig, da diese in Japan nicht als Abfallgebühr einzeln ausgewiesen werden, sondern aus dem steuerfinanzierten Haushalt der Kommunen mehr oder weniger transparent gedeckt werden. [Eysen 2011]

Ein Preisniveau der Behandlungskosten in der geschilderten Höhe erlaubt natürlich den Betrieb wesentlich kostenintensiverer Verfahren, als dies unter den wirtschaftlichen Rahmenbedingungen in Europa oder gar den USA möglich wäre.

Energieeffizienz

Die Energieeffizienz der Abfallbehandlungsanlagen war in Japan lange Zeit nicht von Bedeutung. Im Fokus standen die möglichst schadstoff- und rückstandsfreie Abfallentsorgung sowie der störungsfreie Betrieb der Anlagen. Eine geringere Energieeffizienz zugunsten verbesserter

Umwelteigenschaften (z.B. Eluatwerte der Schlacke) und eines problemlosen Betriebes (z.B. weniger Korrosion durch geringere Dampfparameter) wurde gerne in Kauf genommen. [Shinagawa 2013]

Auch dieser Fakt hat die Etablierung der zum Teil sehr energieaufwändigen alternativen thermischen Verfahren unterstützt.

Erst seit die Reaktorkatastrophe in Fukushima die Stromversorgung durch Atomkraft in die Kritik gebracht hat, findet in dieser Richtung ein Umdenken statt. Es ist davon auszugehen, dass künftig Aspekte der Energierückgewinnung daher stärker in den Mittelpunkt rücken werden. [Martin 2011, Lamers 2013]

Abfallqualität

Neben den angesprochenen Rahmenbedingungen wird auch die Qualität des Siedlungsabfalls in Japan als Begründung für den dort erfolgreichen Betrieb alternativer thermischer Verfahren angeführt. Es wird berichtet, dass der Abfall in hohem Maße vorsortiert ist und Aschegehalte von lediglich 10-15 Gew.-% aufweist. Entsprechend einfacher sei die Aufbereitung für den Einsatz in komplexeren thermischen Verfahren. Es ist nachvollziehbar, dass der niedrigere Aschegehalt den Energieaufwand für die Ascheschmelze signifikant verringert.

Als Folge der geschilderten Rahmenbedingungen konnten in Japan zwischen 1997 und 2011 über 100 alternative thermische Müllbehandlungsanlagen mit einer Gesamtkapazität von 5,5 Mio. Mg/a errichtet werden [Vaccani 1014]. Allein 44 Vergasungsanlagen entstanden zwischen 2000 und 2001. Viele der in Japan in Betrieb befindlichen Vergasungsanlagen verfügen somit bereits über mehr als 10 Jahre Betriebserfahrung. [Eyssen 2011]

Abbildung 4.7 zeigt die Entwicklung des jährlichen Zubaus an thermischer Behandlungskapazität, unterteilt nach Verfahren. Es ist gut zu erkennen, dass der japanische Markt insbesondere zu Beginn des Jahrtausends von den alternativen Prozessen bestimmt wurde. Derzeit dominieren wieder Rostfeuerungen bei 7 von 11 im Zeitraum von April 2009 bis März 2010 in Auftrag gegebenen Neuanlagen. 3 Projekte basieren auf der Vergasungstechnik, eines wird als Wirbelschicht umgesetzt. Die durchschnittliche Kapazität der Vergasungsneubauten beträgt rund 75.000 Mg/a und liegt somit leicht über dem Durchschnitt der Neuanlagen von knapp 70.000 Mg/a. [Eyssen 2011]

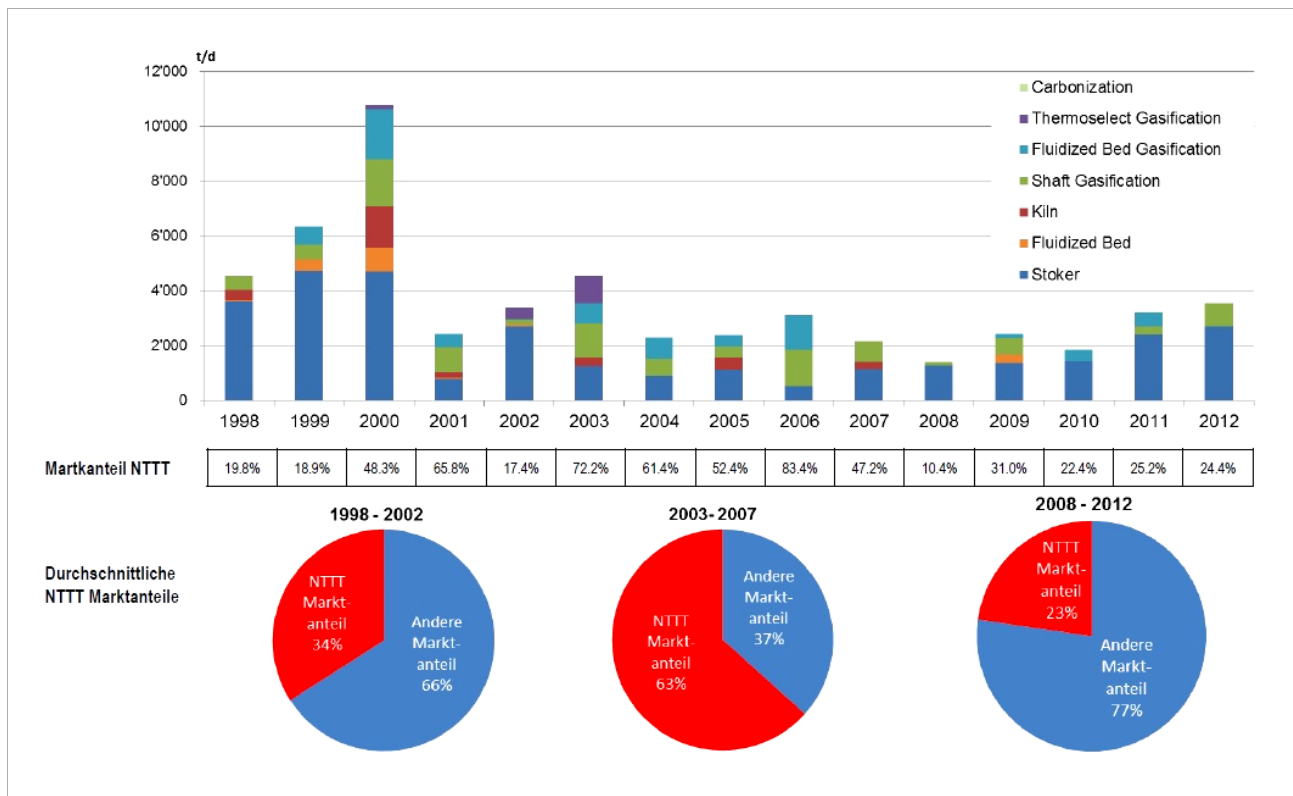


Abbildung 4.7: Entwicklung der Neubauten thermischer Abfallbehandlungsanlagen in Japan, unterteilt nach Verfahren [Vaccani 2014].

4.1.3.2 China

China ist aktuell der am schnellsten wachsende Markt für thermische Abfallbehandlungsanlagen. Seit dem Jahr 2008 sind dort 78 neue Müllverbrennungsanlagen in Betrieb gegangen [Döring 2014]. In einem Regierungserlass (2010(30)), herausgegeben vom Chinese State Council, sind 600 weitere Städte namentlich benannt, die mit WtE-Anlagen ausgestattet werden sollen [Martin 2011]. In den nächsten fünf Jahren sollen jährlich 40 Million Jahrestonnen an Behandlungskapazität zugebaut werden.

Die meisten Anlagen werden von chinesischen Firmen errichtet, die inzwischen auch außerhalb Chinas anbieten. [Döring 2014]

Der Marktpreis für die Installation von Verbrennungsanlagen liegt mit weniger als 150 €/Mg/a Verbrennungskapazität etwa zwei Drittel unter dem Niveau in Europa [Martin 2011].

Dies mag ein wesentlicher Grund sein, warum alternative thermische Verfahren in China keine Rolle spielen.

4.1.3.3 Andere asiatische Länder

Von den übrigen asiatischen Ländern ist vor allem Südkorea im Bereich der thermischen Abfallbehandlung aktiv. Zwischen 2008 und 2012 wurden dort sieben Vergasungsanlagen mit einer Gesamtkapazität von 325.000 Mg/a errichtet. Es handelte sich um 4 Anlagen nach dem Ebara Wirbelschichtvergasungsverfahren und 2 Anlagen nach dem Nippon DMS-Prozess. [Vaccani 2014]

Der koreanische Markt ist aktuell gesättigt. [Martin 2011]

In Indien und Vietnam wurden erste Projekte zur thermischen Abfallbehandlung vorbereitet. Aufgrund der sehr niedrigen Abfallheizwerte und des marginalen Behandlungserlöses (Depo-

nierung praktisch umsonst) ist der Einsatz von alternativen thermischen Abfallbehandlungsverfahren in diesen Ländern derzeit nicht zu erwarten.

4.2 Bewertung der klassischen alternativen thermischen Abfallbehandlungsverfahren

In den folgenden Abschnitten erfolgt eine Zusammenfassung und Bewertung verallgemeinerbarer Merkmale der alternativen Verfahren. Dabei werden die Verfahren analog zur Struktur von Kapitel 3 eingeteilt.

4.2.1 Pyrolyse

Eine grundsätzliche und systemimmanente Herausforderung ist bei Pyrolyseverfahren in der Problematik der kondensierbaren Gasbestandteile zu sehen, die entweder eine Beheizung der produktgasberührten Anlagenteile oder die gezielte Abscheidung des Kondensates (z.B. über Wasserquenche) direkt nach dem Reaktor erfordern.

Eine weitere, von erfahrenen Betreibern allgemein als kritisch, aber mit dem entsprechenden Aufwand auch als beherrschbare bewertete Charakteristik der Verfahren liegt – insbesondere beim Einsatz von Drehrohren – in der Abdichtung der Apparate, zur Vermeidung von explosiven Gemischen im Reaktor bzw. toxischen Kontaminationen der Umgebungsluft.

4.2.1.1 Pyrolyse als Teilschritt von Verbrennungs-Schmelzverfahren

Prinzip dieser Verfahrensklasse ist das pyrolytische Austreiben der flüchtigen Abfallbestandteile in einem ersten Verfahrensschritt und die direkte anschließende Verbrennung dieser Pyrolysegase, gemeinsam mit dem verbliebenen Koks. Durch die zweistufige Verbrennung werden in der Regel höhere Oxidationstemperaturen und damit ein Aufschmelzen der anorganischen Abfallbestandteile realisiert.

Vorteilhaft bei diesen Hochtemperaturverfahren sind die erzielbaren Schlackequitäten. Es werden hervorragende Eluatwerte (vgl. „Bleikristall“) erreicht, die eine durchaus hochwertige Folgenutzung der Schlacke als Produkt erlauben.

Nachteilig ist der im Regelfall hohe energetische und apparative Aufwand. Der Betrieb solcher Prozesse unter europäischen bzw. deutschen Rahmenbedingungen ist aufgrund der hohen Kosten wirtschaftlich nicht realisierbar. Nur ein mit Japan vergleichbarer gesetzlicher Rahmen könnte solche Verfahren auch außerhalb Japans etablieren.

4.2.1.2 Stand-Alone-Pyrolyse

Derartige Verfahrenskonzepte sind dadurch charakterisiert, dass zwar in der Regel eine direkte energetische Verwertung des Produktgases meist zur Deckung des Eigenenergiebedarfes der Pyrolyse erfolgt, jedoch keine prozessinterne oder direkt extern anschließende Nutzung des erzeugten Karbonisates.

Bei diesen Prozessen wird also ein fester Reststoff produziert, der noch einen erheblichen Energiegehalt aufweist und allenfalls mit Ausnahmegenehmigung abzulagern ist. Dem technischen Aufwand bei der Behandlung steht also kein Zusatznutzen sondern vielmehr der zusätzliche Aufwand gegenüber, eine sinnvolle Entsorgungsmöglichkeit für den Koks zu entwickeln.

Auf derartige Stand-Alone-Anlagen bezieht sich auch eine der wenigen konkreten Aussagen über alternative thermischen Verfahren im aktuellen BREF Abfallverbrennung überhaupt. Als beste verfügbare Technik im Bereich Pyrolyse oder Vergasung werden in Kapitel 5 als „allgemeine BVT der Abfallverbrennung“ (Nr. 24) nur jene Verfahren gezählt, die

- a) „mit einer anschließenden Verbrennungsstufe mit Energienutzung und einer Abgasbehandlung“ betrieben werden und/oder die
- b) „Stoffe [...], die nicht verbrannt werden, zurückgewinnen oder verwerten“.

Eine Deponierung des Karbonisates aus der Abfallpyrolyse entspricht damit nicht dem Stand der Technik, wie er im BREF Abfallverbrennung [BREF 2005] und voraussichtlich auch in der überarbeiteten Version des BREF definiert ist und wird deshalb in Europa vor erheblichen genehmigungsrechtlichen Problemen stehen.

4.2.1.3 Pyrolyse als Vorschaltverfahren

Der Applikation von Pyrolyseprozessen als Vorschaltanlagen bedeutet, dass sowohl die erzeugte Gasphase als auch die Koksfraktion in einem direkt angeschlossenen Folgeprozess (z.B. in Zement- und Kalköfen oder Kraftwerken) verwertet werden. Hierdurch können der organische Anteil der Abfälle vollständig genutzt und bei geeigneter Konzeptionierung auch metallische Wertstoffe in guter Qualität zurückgewonnen werden. Der Aufwand für die sonst erforderliche komplexe Pyrolysegasreinigung wird durch den direkten Einsatz im angeschlossenen industriellen Verbrennungsprozess vermieden.

Die „Homogenisierung“ durch Konversion in Koks und Gas erlaubt in der Regel eine gezieltere und effektivere Verwendung im Folgeprozess, als dies bei Abfällen der Fall wäre. Unter Umständen ermöglicht erst die thermochemische Vorbehandlung den Einsatz und damit die Substitution von fossilen Energieträgern. Somit können solche Ansätze – auch wenn das Con-Therm-Verfahren, als letztes derartiges in Deutschland umgesetztes Konzept, zunächst gescheitert ist – als interessante Optionen angesehen werden, den Energiegehalt von Abfällen gezielt für industrielle Einsatzzwecke zu erschließen. Diesem Ansatz ist also Potenzial zuzumessen.

4.2.2 Vergasung

Auch bei den Vergasungsverfahren stellt die Gasreinigung – falls keine direkte Verbrennung des Produktgases stattfindet – die wesentliche Herausforderung dar.

4.2.2.1 Vergasung als Teilschritt von gestuften Verbrennungsverfahren

Unter dieser Überschrift sind Prozesse zusammengefasst, bei denen zwar als erster thermischer Behandlungsschritt eine Vergasung der Abfälle erfolgt, dieser Schritt aber lediglich als Vorstufe einer direkt angeschlossenen Verbrennung fungiert. Die Vergasung ist in diesen Fällen also integraler Bestandteil einer gestuften, insgesamt überstöchiometrischen Verbrennung und kein wirkliches Vergasungsverfahren.

Diese Umetikettierung ist eine reine Marketingmaßnahme. In einigen Ländern können durch die Errichtung alternativer thermischer Abfallbehandlungsanlagen Fördermitteln akquiriert werden. Auch die vermutete größere Akzeptanz von „alternativen“ Verfahren in der Öffentlichkeit spielt eine Rolle.

Neben diesen Vorzügen werden auch einige technische Vorteile solcher Verfahren diskutiert. Dies sind vor allem die geringeren Investitionskosten, aufgrund der im Vergleich zur klassischen Müllverbrennung weniger aufwändigen Technik, die Möglichkeit der Stickoxidreduktion durch die gestufte Verbrennungsabfolge und geringere Wärmeverluste über das Abgas, aufgrund des niedrigeren Abgasvolumenstromes.

Allerdings werden durch die einfachere Technologie auch zwangsläufig Einschränkungen in der Flexibilität und Betriebsführung erkaufte.

Anlagen, bei denen die Vergasungsstufe, wie geschildert, nur den ersten Teilschritt einer gestuften Verbrennung bildet, sind grundsätzlich als Verbrennungsverfahren einzustufen. Daher

müssen sich diese Konzepte auch hinsichtlich Qualität, Betrieb und Verfügbarkeit mit der klassischen Müllverbrennung messen lassen.

4.2.2.2 Vergasung als Teilschritt von Verbrennungs-Schmelzverfahren

Dieser Verfahrenstypus ist dadurch charakterisiert, dass zunächst eine Vergasung der Abfälle stattfindet, an die sich eine Hochtemperaturverbrennungszone, entweder im gleichen oder einem nachgeschalteten Reaktor, anschließt, in der je nach Verfahren entweder die gesamte im Abfall enthaltene Anorganik oder lediglich der Flugstaub eingeschmolzen und verglast wird.

Im Prinzip gelten hier die gleichen Aussagen wie im Fall der Schmelzverfahren, die als erste thermische Behandlungsstufe vor der Hochtemperaturverbrennung einen Pyrolyseschritt verwenden (vgl. Kapitel 4.2.1.1). Als Vorteil bzw. Mehrwert sind die erzielbaren Schlackequitäten zu nennen. Nachteilig ist auch hier der im Regelfall hohe energetische und apparative Aufwand.

Auch für die Schmelzverfahren, die Vergasungsprozesse als erste Stufe der thermochemischen Behandlung einsetzen, gilt, dass der Betrieb aufgrund der hohen Kosten nur unter besonderen (gesetzlichen) Rahmenbedingungen möglich ist. Solange solche Bedingungen in Europa nicht vorliegen, wird eine Umsetzung dieser Verfahren aus wirtschaftlichen Gründen scheitern.

4.2.2.3 Vergasung zur Gaserzeugung

Verfahren nach diesem Grundprinzip standen und stehen immer wieder im Fokus des Interesses von Entwicklern und Fachöffentlichkeit: Ziel ist die Erzeugung eines hochwertigen Brenngases aus Abfällen, zur optimierten energetischen Verwertung in Motor, Turbine, bei der Treibstoffherzeugung oder gar in der Brennstoffzelle.

Aufgrund des heterogenen und komplexen Einsatzstoffes Abfall sind solche Verfahren nur mit entsprechend aufwändiger Anlagentechnik zu betreiben. Das Streben nach der Erzeugung heizwertreicher Brenngase führt darüber hinaus häufig zum Einsatz von Sauerstoff oder Wasserdampf als Vergasungsmittel, anstelle von Luft. Auch dies erhöht den Verfahrensaufwand. Die größte Herausforderung ist in der Regel die Gasreinigung. Staub und Teere müssen vor der angestrebten hochwertigen energetischen Verwertung möglichst quantitativ aus dem Produktgas abgeschieden werden. Dies ist nur mit mehrstufigen Gasreinigungsprozessen möglich, die ihrerseits wieder Abwässer und Abfälle verursachen. Auch die motorische Nutzung der Gase verursacht Probleme, durch zu hohe Emissionen der stabilen Gaskomponenten (CO, CH₄, Benzol), die im Motor nicht vollständig oxidiert werden aber auch durch die Neubildung von Schadstoffen, wie Formaldehyd (HC=OH) [Bauer 2009].

Die Erfahrungen, z.B. in Japan oder im SVZ Schwarze Pumpe, haben gezeigt, dass die Erzeugung, Konditionierung und hochwertige Nutzung von Vergasungsgasen aus Abfällen mit dem entsprechenden hohen Aufwand technisch prinzipiell möglich ist und auch über längere Zeit stabil betrieben werden kann.

Allerdings führen die geschilderten Rahmenbedingungen zu hohen Aufwendungen bei den Investitionen, dem Betrieb sowie der Wartung und Instandhaltung solcher Verfahren. Darum können solche Konzepte in Deutschland aktuell nicht wirtschaftlich betrieben werden.

4.2.2.4 Vergasung als Vorschaltprozess

Auch Vergasungsverfahren können dazu verwendet werden, den Energiegehalt von Abfällen durch thermochemische Konversion in eine Form (Produktgas, Vergaserkoks) zu überführen, die in nachfolgenden Industrieprozessen zur Substitution fossiler Energieträger besser eingesetzt werden kann als die heterogenen festen Abfälle.

Durch die Kombination von Vergasungsverfahren und industriellem Folgeprozess können wesentlich einfachere und damit robustere Verfahrenskonzepte umgesetzt werden, als dies bei der Erzeugung hochwertiger Produktgase möglich wäre. Insbesondere kann häufig auf eine komplexe Gasreinigung verzichtet werden.

Wie im Fall der Pyrolyse-Vorschaltprozesse gilt auch hier, dass Vorschalt-Konzepte auf Basis der Vergasungstechnik interessante Optionen bieten. Insbesondere die Verwertung von Spezialfraktionen, z.B. mit niedrigen Heizwerten oder hohen Chlorgehalten und Aschegehalten, scheint eine vielversprechende Option für diese Prozesse.

Aufgrund des Aufbereitungsaufwandes zur Einstellung entsprechender Eduktqualitäten, sind aber auch für diesen alternativen Verfahrensansatz gemischte Siedlungsabfälle kein geeigneter Einsatzstoff.

4.3 Bewertung neuer Entwicklungen zur thermischen Abfallbehandlung

4.3.1 Plasmaverfahren

Plasmaverfahren im Abfallbereich wurden für die Verglasung besonders kritischer Abfallfraktionen (z.B. Asbest) entwickelt. Aktuell versuchen mehrere Firmen Plasmaverfahren zur Behandlung von Restabfällen am Markt zu etablieren. Dabei gibt es sowohl Verfahren, die auf eine vollständige Plasmabehandlung des kompletten Abfalls abzielen, als auch solche, die nur kritische Teilfraktionen, wie Flugaschen und Filterstäube, oder das erzeugte Produktgas („Polishing“) thermisch behandeln.

Die Prozesse sind gekennzeichnet durch hohe Investitions-, Betriebs- und Instandhaltungskosten. Die Technik ist relativ störanfällig. Die Elektroden haben eine kurze Lebensdauer, die Elektronik zur Plasmaerzeugung ist empfindlich.

Aktuell kann noch kein Plasmaverfahren den vollständigen Nachweis der technischen Reife im industriellen Dauerbetrieb erbringen. Wenn die Verfahren künftig die nötige technische Reife erlangen sollten, sind im Abfallbereich unter Umständen Verfahren zur Plasmabehandlung von speziellen problematischen Teilströmen interessant. Allerdings wird dies nur dann der Fall sein können, wenn z.B. gesetzliche Vorgaben eine solche Behandlung vorschreiben. Ansonsten werden die hohen Kosten eine Marktetablierung verhindern.

Der Einsatz von Plasmaverfahren zur großtechnischen Behandlung von Restabfällen erscheint dagegen wenig realistisch und aufgrund des hohen energetischen Aufwandes, der Störanfälligkeit und der hohen Kosten für diese Verfahren auch nicht als wünschenswert.

4.3.2 Verölungsverfahren

Verölungsverfahren zielen auf die Gewinnung von flüssigen, kohlenwasserstoffreichen Produktfraktionen, die als Kraftstoff eingesetzt werden sollen. Betriebstemperaturen solcher Verfahren liegen zwischen 300 und 400 °C. Der Einsatz von Katalysatoren in öligiger Phase soll den Umsatz und die Produktqualität verbessern.

Wie Tabelle 4.1 zeigt, liegen die Zersetzungstemperaturen der meisten Kunststoffe im relevanten Betriebsbereich der Verölungsverfahren. Eine Zersetzung der Kunststofffraktionen durch die Verölungsverfahren erscheint also prinzipiell möglich.

Tabelle 4.1: Zersetzungstemperaturen wichtiger Polymere [Roth 1990, Troitzsch 1981, Ortner 1995].

Polymer	Zersetzungstemperatur [°C]
Polyethylen (PE)	340-440

Polypropylen (PP)	330-410
Polyvinylchlorid (PVC)	200-280
Polyamid (PA)	300-350
Polymethylmethacrylat (PMMA)	170-300
Polycarbonat (PC)	350-400
Polyurethan (PU)	200-220
Phenolharze (Duroplast, PF)	270-400
Polyethylenterephthalat (PETP, PET)	255-305
Polystyrol (PS)	300-400
Epoxidharze (EP)	250-450
Polyimide (PI)	260-320, kurzfristig bis 500 °C beständig
Harnstoffharz-Schaumstoff	250-300

Die Umsetzung anderer abfallstämmiger Fraktionen in hochwertige Produktöle ist jedoch nach Meinung vieler Fachleute nicht möglich. Insbesondere biogene Materialien sind aufgrund des hohen Sauerstoffanteils problematisch.

Noch völlig unklar sind auch Fragen zur Katalysatorwirksamkeit und -funktion, zur Dauerbetriebsfestigkeit und zu den erreichbaren Produktqualitäten. Auch die schlichte Bilanzierung der Prozesse stellt aufgrund verwendeter Vorlageöle bereits eine Herausforderung dar. Weiterhin fehlen auch belastbare Angaben zur Wirtschaftlichkeit.

Es existieren mehrere Pilotanlagen, die im Kampagnenbetrieb Produktöle produziert haben. Die Qualität dieser Öle ist für eine direkte Vermarktung als Kraftstoff jedoch nicht ausreichend. Zur Einstellung entsprechender Produktqualitäten ist eine Nachbehandlung, beispielsweise mittels Hydrierung, erforderlich.

Auch wenn sich die Verölungsverfahren, evtl. gekoppelt mit geeigneten Nachbehandlungsprozessen, künftig als technisch praktikabel erweisen sollten, ist eine Direktverölung von gemischten Siedlungsabfällen mit diesen Prozessen auszuschließen. Lediglich die Aufbereitung hochaufbereiteter sortenreiner Kunststofffraktionen erscheint machbar. Ob sich dieser Aufwand bei der erreichbaren eher bescheidenen Produktqualität lohnen kann, bleibt abzuwarten.

4.3.3 Hydrothermale Verfahren

Wie geschildert können mit Hydrothermalen Verfahren nur biogene Einsatzstoffe behandelt werden. Für den Einsatz von gemischten Siedlungsabfälle kommen diese Prozesse daher grundsätzlich nicht in Frage.

Interessant könnte die HTC-Behandlung für Klärschlämme und andere sehr feuchte Substrate sein, da hydrothermale Verfahren eine Verbesserung der Substratentwässerung erreichen und daher in Zukunft evtl. eine Rolle bei der optimierten Entwässerung und Trocknung von solchen Stoffen spielen könnten.

Hierzu sind jedoch noch weitere Entwicklungsarbeiten erforderlich. Insbesondere sind Fragen zur Behandlung der Nebenströme (Abwasser mit refraktärem CSB, organikbeladene Abluft), zur Wirksamkeit und Notwendigkeit der zum Teil eingesetzten Katalysatoren (häufig eingesetzt wird Zitronensäure, die in der Regel im Prozess verbraucht wird und daher kein Katalysator ist) und zur Energiebilanz des Gesamtverfahrens zu klären. Aktuell würde keines der in Tabelle 3.46 aufgeführten Verfahren in eine Entwicklungsstufe (nach VDI Richtlinie 3460, Tabelle 31) über 3 eingeteilt werden.

Weiterhin muss auch geklärt werden, welchen Status Produkte aus der HTC-Behandlung erhalten werden. Zunächst gilt der Grundsatz, dass ein Abfall auch nach einer verfahrenstechnischen Behandlung Abfall bleibt. Für die Produkte der HTC bedeutet dies, dass eine thermische Verwertung der Karbonisate nur in Anlagen nach der 17. BImSchV möglich wäre.

5 Fazit

Die Versuche, aus Restabfall Wertstoffe zu gewinnen sind so alt wie die Abfallwirtschaft. Insbesondere die Idee von der Erzeugung höherwertiger Energieträger, möglichst von normgerechten Treibstoffen, scheint dabei eine besondere Faszination auszuüben.

Tatsache ist jedoch, dass in der bisherigen Geschichte der Abfallwirtschaft, angefangen von den ersten Versuchen Ende des 19. Jahrhunderts bis heute, sogenannte alternative thermische Prozesse als allein stehende Abfallbehandlungsverfahren nur dann längerfristig betrieben werden konnten, wenn spezielle politische oder gesellschaftliche Rahmenbedingungen dies ermöglicht haben, wie es beispielsweise bei den japanischen Hochtemperaturverfahren (gesetzliche Vorgaben) oder der Hausmüllpyrolyse in Burgau (gefördertes Pilotprojekt) der Fall war.

Unter den vielen betrachteten Varianten der alternativen thermischen Abfallbehandlung erscheinen lediglich einige Vorschaltanlagen, die im direkten Anlagenverbund mit anderen thermischen Verfahren (Kraftwerk, Zementwerk, Kalkwerk) eine direkte Nutzung der erzeugten Produkte (Gas, evtl. Koks) unter optimierten Bedingungen (z.B. höhere elektrische Wirkungsgrade im Kraftwerk) ermöglichen, als potenziell sinnvolle und zum Teil auch unter europäischen Bedingungen tatsächlich wirtschaftlich betreibbare Alternativen zur thermischen Behandlung von Abfällen.

Interessant sind auch solche Verfahren, die eine Behandlung von Sonderfraktionen, wie z.B. hoch toxischen, chlorkontaminierten oder besonders heizwertarmen Stoffen (z.B. organisch kontaminierten Böden), die selbstgänglich nicht brennbar wären, erlauben. Die ökologische Notwendigkeit einer hochwertigen Behandlung problematischer Abfallstoffe kann in solchen Fällen auch die Anwendung kostenintensiver Prozesse rechtfertigen. Dies kann in Spezialfällen sogar den Einsatz energetisch aufwändiger Plasmaverfahren erlauben. Hier spielen gesetzliche Vorgaben eine entscheidende Rolle.

Kritisch sind solche alleinstehenden Verfahren zu beurteilen, die keine vollständige Inertisierung der Produkte ermöglichen. So führt beispielsweise die Erzeugung von nicht marktgängigem Pyrolysekoks zu zusätzlichen Folgekosten für die Produktbeseitigung. Ein wirtschaftlicher Betrieb erscheint unter solchen Voraussetzungen kaum möglich. Darüber hinaus können alternative Verfahren nach dem aktuell gültigen BVT-Merkblatt Abfallverbrennung nur dann Stand der Technik sein, wenn sie „mit einer anschließenden Verbrennungsstufe mit Energienutzung“ ausgestattet sind oder die Produkte „zurückgewinnen oder einer Verwertung zuzuführen“.

Besonders wenn die Verfahren vergleichsweise einfach konzipiert sind (z.B. die Niedertemperaturpyrolyse oder Direktverölung) ist die Aufbereitung der Produkte (sei es die Gasaufbereitung nach Pyrolyse/Vergasung oder die Treibstoffraffination nach Direktverölungsverfahren) mit erheblichem Aufwand verbunden. Die angebliche Einfachheit des Hauptverfahrens wird mit höherer Komplexität bei der Produktnachbehandlung erkauft. Dementsprechend sind diese Aufbereitungsschritte häufig Schwachpunkte der Verfahren oder sie werden während der Verfahrensentwicklung schlichtweg ignoriert.

Zu betonen ist, dass alle betrachteten alternativen thermischen Verfahren, im Vergleich zur klassischen Müllverbrennung, mit größerem Behandlungsaufwand verbunden sind. In der Regel ist eine hohe Aufbereitungstiefe des Einsatzmaterials zwingend erforderlich. Zumindest eine Zerkleinerung des Abfalls ist nötig, häufig auch die Fraktionierung und die Entfernung von Metallen und Inertstoffen. Einige Verfahren fordern sogar eine Vortrocknung oder Pelletierung (Brikettierung) der Einsatzstoffe. Die wenigen japanischen Schmelzverfahren, die laut Herstelleraussage ohne Vorbehandlung des Abfalls betrieben werden können (Begrenzungen der Stü-

ckigkeit werden aber auch in diesen Fällen angegeben), sind im Betrieb sehr aufwändig. So sind der Zusatz von Koks und der Einsatz von Sauerstoff bei diesen Prozessen üblich.

Der Aufwand beim Betrieb komplexer alternativer Verfahren lässt sich, wie die Beispiele in Japan und das SVZ Schwarze Pumpe zeigen, auch bei langjährigem Betrieb und zunehmendem Zugewinn von Erfahrungen nicht wesentlich reduzieren. Die aus europäischer Sicht mitunter vertretende Meinung, dass die alternativen Technologien zur thermischen Abfallbehandlung nur aufgrund ihres Reifegrades der klassischen Müllverbrennung noch nicht ebenbürtig sind, ein derartiger Effekt jedoch mit zunehmender Betriebserfahrung und Optimierung der alternativen Prozesse eintreten würde, erscheint vor diesem Hintergrund nicht haltbar.

Abschließend ist festzuhalten, dass die Müllverbrennung den Stand der Technik zur Behandlung von Restabfällen darstellt. Keines der sogenannten alternativen Verfahren konnte unter vergleichbaren Rahmenbedingungen bisher eine ähnliche Leistungsfähigkeit und Flexibilität nachweisen.

Nur unter den im Folgenden gelisteten besonderen Umständen bzw. Anforderungen sind alternative thermische Verfahren längerfristig betriebs- und wirtschaftlich überlebensfähig:

- Einhaltung gesetzlicher Vorgaben (z.B. Schmelzverfahren Japan)
- Erzielung besonderer Produkteigenschaften (z.B. verglaste Schlacke, niedrigste Schadstoffgehalte)
- Behandlung von Spezialfraktionen (z.B. hoch toxische oder chlorhaltige Stoffe, Fraktionen mit sehr geringen Heizwerten, wie kontaminierte Böden)
- Vorschaltanlagen (z.B. an Kraft-, Zement-, Kalkwerk) zur Substitution fossiler Brennstoffe

Alternative thermische Verfahren, mit denen gemischte Siedlungsabfälle unter vergleichbaren wirtschaftlichen und ökologischen Rahmenbedingungen behandelt werden können, wie dies bei der Abfallverbrennung üblich ist, sind aktuell nicht verfügbar. Aufgrund der höheren Komplexität der alternativen Verfahren sind derartige Entwicklungen aus aktueller Sicht auch für die Zukunft nicht zu erwarten. Die Behandlung von gemischten Restabfällen sollte daher grundsätzlich den hierfür ausgelegten und bewährten Verbrennungsverfahren vorbehalten bleiben.

6 Verfahrenssteckbriefe

6.1 Pyrolyse

6.1.1 Pyrolyse als Teilschritt von Verbrennungs-Schmelzverfahren

Verfahren	IHI Pyrolysis Gasification and Melting System		Entwicklungsstufe	3
Hersteller/ Anbieter	IHI Corporation		Anzahl Referenzanlagen	1
			Kum. Betriebsstunden	
Internet	http://www.ihi.co.jp		Kum. Brennstoffdurchsatz	
Ansprechpartner			Betriebsstunden nach Jahren	
Mailadresse			Patent erteilt?	
Telefon			Standorte	Chita, Japan
Fax				
Verfahren / Reaktor	Drehrohr-Pyrolyse mit Verbrennung des Kokes und des Gases in einem Oberflächen-Schmelzofen (Kobelco-Ofen) mit nachgeschalteter horizontaler Brennkammer			
Ziel	Pyrolyse von Siedlungsabfällen mit Verbrennung der Produkte mit Energierückgewinnung			
Besonderheiten	komplexer Verbrennungsteil			
Behandlungskosten				
Störungen im Prozess				
Ursache Störungen				
Revisionsintervall				
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
	Korngröße		Reaktionsmittel	
	Wassergehalt		Temperatur	
	Aschegehalt		Druck	
	Homogenisierung		Durchsatz	2 x 65 Mg/d
	Heizwert		VWZ	
			Hilfsmittel	
			Leistung thermisch	
			Leistung elektrisch	
Output				
fest	abgetrennter Inertstoff aus Pyrolyse, aufgeschmolzene Schlacke aus Verbrennung			
flüssig				
gasförmig	Rauchgas			
Produktgasnutzung				
ist	Verbrennung			
geplant				

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	Siemens-Schwel-Brenn	Entwicklungsstufe	3	
Hersteller/ Anbieter	Siemens-KWU	Anzahl Referenzanlagen	in Deutschland: 2 (kein Regelbetrieb)	
		Kum. Betriebsstunden		
Internet		Kum. Brennstoffdurchsatz		
Ansprechpartner		Betriebsstunden nach Jahren		
Mailadresse		Patent erteilt?	ja	
Telefon		Standorte	Ulm-Wiblingen (Demoanlage), Fürth (großtechnisch, Probebetrieb)	
Fax				
Verfahren / Reaktor	Pyrolyse (innenbeheiztes Drehrohr), Hochtemperaturverbrennung (Brennkammer)			
Ziel	Nahezu rückstandsfreie Umwandlung Abfälle in Sekundärrohstoffe und Energie			
Besonderheiten				
Behandlungskosten	etwa 235 DM/Mg (Annahmen: Kapazität von 160.000 Tonnen Siedlungsabfall pro Jahr, $H_u = 10.000$ kJ/kg)			
Störungen im Prozess und Ursachen	Schwierigkeiten beim Reststofftransport (Gewöllebildung aus Eisen- und Stahldraht auf den Kühlrinnen) und bei der Reststoffbehandlung (schlechte Qualität des aus der Schweltrommel ausgetragenen Pyrolysekokes wegen Kohlenstoffanhaftungen); die Ausmauerung des Hochtemperatur-Verbrennungsreaktors musste grundlegend überarbeitet und erneuert werden; Austritt von Schwelgasen aus der Pyrolysetrommel nach Zerstörung einer Gleitringdichtung			
Revisionsintervall	k.A.			
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung	Thermochemischer Prozess		
Hausmüll, hausmüllähnliche Gewerbeabfälle, Kehricht, Sperrmüll, ggf. Klärschlamm (entwässert oder getrocknet)	Korngröße	< 150 mm	Reaktionsmittel	Verbrennung: Luft
	Wassergehalt			Pyrolyse: etwa 450 °C Verbrennung: > 1.300 °C
	Aschegehalt		Druck	atmosphärisch
	Homogenisierung		Durchsatz	
	Heizwert		VWZ [h]	Pyrolyse: etwa eine Stunde Verbrennung: > 2 s (Gas)
		Hilfsmittel	Keine spezifischen	
		Leistung thermisch	Fürth: 51,3 MW (brutto)	
		Leistung elektrisch	Fürth: etwa 12 MW (brutto)	
Output				
fest	Fe-Metallschrott, NE-Metallschrott, Glas/Steine/Keramik, Schmelzgranulat; AGR-Produkte			
flüssig	– (abwasserfreier Prozess)			
gasförmig	Gereinigtes Abgas (aus der Verbrennung von Pyrolysegas und kohlenstoffhaltiger Pyrolysekoks-Feinfraktion)			
Produktgasnutzung				
ist	Verbrennung des Pyrolysegases in der Hochtemperaturbrennkammer; Erzeugung von Strom, Fernwärme, Prozessdampf			

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	MES R21	Entwicklungsstufe	5
Hersteller/ Anbieter	Mitsui Engineering & Shipbuilding Company	Anzahl Referenzanlagen	25
		Kum. Betriebsstunden	
Internet	http://www.mes.co.jp	Kum. Brennstoffdurchsatz	Yame (2000-2002): ca. 120.000 t >> 1.000.000 Mg
Ansprechpartner	Mitsui Zosen Europe Limited	Betrieben seit	2000
Mailadresse		Patent erteilt?	
Telefon	+44-20-7256-7171	Standorte	Japan
Fax	+44-20-7256-7272		
Verfahren / Reaktor	Pyrolysedrehrohr mit anschließender Verbrennung von Pyrolysegasen und von Metallen befreitem Pyrolysekoks		
Ziel	Inertisierung von Abfallfraktionen, Rückgewinnung von Metallen Energieumwandlung mittels Dampfkraftprozess		
Besonderheiten			
Behandlungskosten	20-24 €/Mg durchschnittliche Betriebsstoffkosten 2000-2002 (keine Betriebskosten!); Investitionskosten 2009 ca. 1.300 €/(Mg/a)		
Störungen im Prozess	weitgehend störungsfrei		
Ursache Störungen			
Revisions-intervall			
Prozessbeschreibung			
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess
Hausmüll	Korngröße	< 200 mm	Reaktionsmittel (Luft in Brennkammer)
	Wassergehalt		Temperatur Pyrolyse: 450 °C Verbrennung: 1 300 °C
	Aschegehalt	10-12 %	Druck Pyrolyse leichter Unterdruck
	Homogenisierung	durch Zerkleinerung	Durchsatz 70-200 Mg/d pro Linie
	Heizwert	4-12 MJ/kg	VWZ 1-2 h
		Hilfsmittel	
		Leistung thermisch	
		Leistung elektrisch	2-8 MW
Output			
fest	inertter Reststoff aus Pyrolyse, Metalle, Schlacke (nach Brennkammer)		
flüssig			
gasförmig	Pyrolysegas (nach Drehrohr), Rauchgas (nach Brennkammer)		
Produktgasnutzung			
ist	Verbrennung		
geplant			

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	Takuma Pyrolysis Melting System		Entwicklungsstufe	5
Hersteller/ Anbieter	Takuma Co. Ltd. Osaka, Japan		Anzahl Referenzanlagen	5
			Kum. Betriebsstunden	
Internet	http://www.takuma.co.jp		Kum. Brennstoffdurchsatz	776 Mg/d
Ansprechpartner	KAB Takuma GmbH		Betrieben seit	
Mailadresse	contact@kab-takuma.com		Patent erteilt?	
Telefon	+49-30 5465 0		Standorte	Japan
Fax	+49-30 5465-2113			
Verfahren / Reaktor	Pyrolyse im Drehrohr mit anschließender Verbrennung von Pyrolysegasen und dem von Metallen befreiten Pyrolysekoks			
Ziel	Pyrolyse von Siedlungsabfällen mit Verbrennung der Produkte, Rückgewinnung von Metallen, Energierückgewinnung über Dampfkessel			
Besonderheiten				
Behandlungskosten				
Störungen im Prozess				
Ursache Störungen	scheint in Japan störungsfrei zu laufen			
Revisionsintervall				
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
	Korngröße	< 200 mm	Reaktions-mittel	
	Wassergehalt		Temperatur	Pyrolyse: 250 - 470 °C Verbrennung: 1.250 – 1.400 °C
	Aschegehalt	10 – 12 %	Druck	Pyrolyse bei geringem Unterdruck
	Homogenisierung		Durchsatz	258 Mg/d (Moriya)
	Heizwert	4,2 – 10,5 MJ/kg	VWZ	ca. 1 h
			Hilfsmittel	
			Leistung thermisch	
			Leistung elektrisch	2 MW
Output				
fest	Inerter Reststoff aus Pyrolyse, Metalle, flüssige Schlacke (aus Brennkammer)			
flüssig				
gasförmig	Rauchgas			
Produktgasnutzung				
ist	Verbrennung			
geplant				

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	Von Roll INOVA RCP-Verfahren		Entwicklungsstufe	3
Hersteller/ Anbieter	Hitachi Zosen INOVA AG, Zürich, Schweiz		Anzahl Referenzanlagen	1
			Kum. Betriebsstunden	
Internet	http://www.hz-inova.com		Kum. Brennstoffdurchsatz	
Ansprechpartner			Betrieben seit	
Mailadresse	info@hz-inova.com		Patent erteilt?	
Telefon	+41-442771111		Standorte	Bremerhaven
Fax	+41-442771313			
Verfahren / Reaktor	Pyrolyse, Teilvergasung Rost, gefolgt von Schlacke-Schmelzofen mit HSR-Anlage und zirkulierender Wirbelschicht zum Gasausbrand, Rauchgas in Abfallverbrennungsanlage eingespeist			
Ziel	Behandlung von Siedlungsabfall und Schlacken aus der Abfallverbrennung			
Besonderheiten	komplexe Schlackeschmelzung und Gasausbrand			
Behandlungskosten				
Störungen im Prozess	häufig, vor allem in der sauerstoffbeheizten Schlackeschmelzanlage			
Ursache Störungen				
Revisionsintervall	Regelung der Gaszugabe, räumliche Nähe des Sauerstofflagers			
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
	Korngröße	Ohne Vorbehandlung	Reaktionsmittel	Sauerstoff zur Teilvergasung
	Wassergehalt		Temperatur	Pyrolyse 900 °C, Schmelzofen 1 400 °C, Wirbelschicht 1 000°C
	Aschegehalt		Druck	
	Homogenisierung	keine	Durchsatz	6 Mg/h
	Heizwert	Hausmüll	VWZ	
			Hilfsmittel	Sauerstoff
			Leistung thermisch	17,5 MW
			Leistung elektrisch	
Output				
fest	aufgeschmolzene Schlacke, Fe-Cu-Legierung			
flüssig				
gasförmig	Rauchgas (in Abfallverbrennung)			
Produktgasnutzung				
ist	Direkte Verbrennung			
geplant	Verfahren aufgegeben			

6.1.2 Pyrolyse als alleinstehendes Gesamtverfahren

Verfahren	Destrugas		Entwicklungsstufe	3
Hersteller/ Anbieter	Erfinder: Karl Kroyer Hersteller Dänemark: Pollution Control Hersteller Japan: Hitachi Engineering & Construction Anbieter Deutschland: Wifos GmbH & Co. KG, Gelnhausen (wird nicht mehr angeboten)		Anzahl Referenzanlagen	3 (alle eingestellt)
			Kum. Betriebsstunden	> 10.000 Demonstrationsanlage in Hitachi City
Internet			Kum. Brennstoffdurchsatz	
Ansprechpartner	Wifos: Hans Müller		Betriebsstunden nach Jahren	
Mailadresse			Patent erteilt?	ja
Telefon			Standorte	Kalundborg, Kolding, Hitachi City, Technikumsanlage in MVA Berlin-Ruhleben
Fax				
Verfahren / Reaktor	Pyrolyse-Schachtreaktor, indirekt beheizt			
Ziel	Herstellung von Gas mit Stadtgasqualität, elektrischem Strom und Pyrolysekoks			
Besonderheiten	Geringe Aufbereitungstiefe			
Behandlungskosten	Nicht ermittelt			
Störungen im Prozess	Verstopfungen der Gasleitungen, teilweise Verschlackung bei zu hohen Temperaturen im unteren Bereich der Retorte			
Ursache Störungen	Kondensation des Produktgases und Staub			
Revisionsintervall	Nicht bekannt			
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
Hausmüll, hausmüllähnliche Gewerbeabfälle, Sperrmüll, Altreifen, Altöl und Klärschlamm	Korngröße	< 100 mm	Reaktionsmittel	
	Wassergehalt	z.B. 30 %	Temperatur	200-800 °C; im Bodenbereich der Retorte max. 1.050 °C
	Aschegehalt	z.B. 28 %	Druck	atmosphärisch
	Homogenisierung	ja	Durchsatz	Pro Retortenkammer: 5 Mg/d
	Heizwert	z.B. 7.500 kJ/kg	VWZ [h]	Etwa 4 Stunden
Output				
fest	Pyrolysekoks, Fe-Schrott			
flüssig	Wasser aus Nassentschlacker und Gasaufbereitung			
gasförmig	Pyrolysegas			
Produktgasnutzung				
ist	-			
geplant	Erzeugung von Stadtgas und elektrischem Strom			

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	Burgau (Fa. Babcock)	Entwicklungsstufe	5
Hersteller/ Anbieter		Anzahl Referenzanlagen	1
		Kum. Betriebsstunden	ca. 200.000
Internet		Kum. Brennstoffdurchsatz	ca. 800.000 Mg
Ansprechpartner		Betrieben seit	1983
Mailadresse		Patent erteilt?	
Telefon		Standorte	Burgau
Fax			
Verfahren / Reaktor	Pyrolyse im Drehrohr ; Nutzung der Pyrolysegase zur Prozessenergiebereitstellung		
Ziel	Pyrolyse von Siedlungsabfällen		
Besonderheiten	Einzige Hausmüllpyrolyseanlage Deutschlands im Regelbetrieb		
Behandlungskosten	199 €/Mg ohne Erträge für Strom und Wärme und Kosten für Deponierung des Kokes		
Störungen im Prozess	Verstopfen der Zuführschnecken, Zopfbildung im Drehrohr, Dichtungen an den Drehrohr-Stirnflächen, Belagsbildung		
Ursache Störungen	Spiralfedern (Matratzen) und Bänder im Abfall, Undichtigkeiten verfahrensbedingt		
Revisions-intervall	12 Monate		
Prozessbeschreibung			
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess
Siedlungsabfälle, Gewerbeabfall, Klärschlamm	Korngröße	< 300 mm	Reaktionsmittel (Luft in Brennkammer)
	Wassergehalt	20 %	Temperatur 470-500 °C
	Aschegehalt	ca. 30 %	Druck atmosphärisch
	Homogenisierung	Zerkleinerung	Durchsatz 4 Mg/h
	Heizwert	9 MJ/kg	VWZ 60 min
		Hilfsmittel	CaO zur Bindung saurer Bestandteile
		Leistung thermisch	
		Leistung elektrisch	2,2 MW
Output			
fest	Pyrolysekoks (Fe-Metall abgereichert)		
flüssig			
gasförmig	Pyrolysegas		
Produktgasnutzung			
ist	Verstromung über Dampfturbine		
geplant			

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	Pyreg	Entwicklungsstufe	4	
Hersteller/ Anbieter	PYREG GmbH	Anzahl Referenzanlagen	7	
		Kum. Betriebsstunden	> 25.000 h	
Internet	http://www.pyreg.de	Kum. Brennstoffdurchsatz		
Ansprechpartner	Dipl. Ing. Helmut Gerber	Betrieben seit		
Mailadresse	info@pyreg.de	Patent erteilt?	ja	
Telefon	+49-6747-95388-0	Standorte	CH, AUT, D	
Fax	+49-6747-95388-19			
Verfahren / Reaktor	Doppelschneckenreaktor und Brennkammer			
Ziel	Dezentrale Energieumwandlung von Biomassereststoffen zu Wärme Gestufte Verbrennung oder Produktion von Biokohle			
Besonderheiten	Direkte Verbrennung der Synthesegase, keine Syntheseöle			
Behandlungskosten	100-150 €/Mg TS			
Störungen im Prozess	Zufeuerung erforderlich			
Ursache Störungen	Inhomogenes Material welches nicht den Spezifikationen entspricht			
Revisions-Intervall	2 Wochen			
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung	Thermochemischer Prozess		
Feuchte Biomasse- reststoffe (z.B. Klär- schlämme, Grün- schnitt, Siebreste, Bioabfall etc.)	Korngröße	< 30 mm	Reaktionsmittel	Luft
	Wassergehalt bei. KS	< 50 %	Temperatur	500 bis 800 °C
		< 35 %	Druck	> 0,5 mbar Unterdruck
	Aschegehalt		Durchsatz	max. 180 kg TS / h
	Heizwert	> 10 MJ/kg TS	VWZ	15-30 min
		Hilfsmittel		
		Leistung thermisch	Bis 150 kW; ab 2015 250 kW	
		Leistung elektrisch		
Output				
fest	Asche / Biokohle			
flüssig				
gasförmig	Rauchgase aus der gestuften Verbrennung			
Produktgasnutzung				
ist	Verbrennung des Produktgases mittels FLOX-Brenner in einer Brennkammer anschließend Beheizung des Prozesses; zusätzliche Energieauskopplung			
geplant	Verstromung der ausgekoppelten thermischen Energie			

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	Intermediate Pyrolysis		Entwicklungsstufe	2
Hersteller/ Anbieter	Susteen GmbH		Anzahl Referenzanlagen	1
	Aston University (Pyroformer) Fraunhofer UMSICHT (TCR)		Kum. Betriebsstunden	500
Internet	www.umsicht.suro.fraunhofer.de		Kum. Brennstoffdurchsatz	600 Mg
Ansprechpartner	Thorsten Hornung		Betrieben seit	2013
Mailadresse	thorsten.hornung@umsicht.fraunhofer.de		Patent erteilt?	Pyroformer ja TCR angemeldet
Telefon	+49-9661-908-407		Standorte	Birmingham
Fax	+49-9661-908-469			
Verfahren / Reaktor	Thermokatalytisches Reforming; Koaxialschneckenreaktor			
Ziel	Erzeugung von Gas und Öl zur motorischen Nutzung			
Besonderheiten	Geringer Anteil Partikel und Teer im Pyrolysegas durch prozessintegrierte Reformierung (Reaktion von rückgeführtem Pyrolysekoks mit Pyrolysegas)			
Behandlungskosten				
Störungen im Prozess				
Ursache Störungen				
Revisionsintervall	90 Tage (in Langzeitversuchen zu bestätigen)			
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
Klärschlamm, Biogene Reststoffe, z.B. Gärreste, Holz, Papierschlämme, Treber, Schlempe	Korngröße	Pellets	Reaktionsmittel	
	Wassergehalt	< 30 %	Temperatur	450-500 °C
	Aschegehalt	< 50 %	Druck	200 mbar Überdruck
	Homogenisierung		Durchsatz	100 kg/h
	Heizwert	10-18 MJ/kg	VWZ	5-30 min (mittlere VWZ)
			Hilfsmittel	
			Leistung thermisch	90 kW (Scrubbing mit Biodiesel im Verhältnis Öl/Biodiesel 1/1)
			Leistung elektrisch	75 kW
Output				
fest	Koks			
flüssig	Öl (Mischbar mit RME), wässrige Phase			
gasförmig	Syngas			
Produktgasnutzung				
ist	motorisch (Dual Fuel Common Rail, Cummins Motor, 500h)			
geplant	Reduktion des Verhältnisses Produktöl-RME			

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	M.E.E. GmbH	Entwicklungsstufe	3	
Hersteller/ Anbieter	M.E.E. GmbH	Anzahl Referenzanlagen	1	
	Werkstrasse 206, 19061 Schwerin	Kum. Betriebsstunden	4.000	
Internet	www.m-e-e.biz	Kum. Brennstoffdurchsatz	500 Mg	
Ansprechpartner	Philipp Hagemann	Betrieben seit		
Mailadresse	info@m-e-e.biz	Patent erteilt?	ja	
Telefon	+49-385-6380-294	Standorte	Schwerin	
Fax	+49-385-6380-201			
Verfahren / Reaktor	Niedertemperaturpyrolyse im Schneckenreaktor			
Ziel	thermische Verwertung von Abfall- und Reststoffen, auch Biomassen, unter Nutzung des energetischen Potenzials			
Besonderheiten	Nachgeschalteter Reformier (Teilvergasung mit Wasser); Niedriger Teeranteil im Koks Arbeitstemperaturen weit unter dem Ascheerweichungspunkt			
Behandlungskosten	59-81 €/Mg			
Erzeugungskosten Energie	10-60 €/MWh			
Störungen im Prozess	keine			
Ursache Störungen	keine			
Revisions-intervall	jährlich (geplant)			
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung	Thermochemischer Prozess		
Klärschlamm, Hühnerkot, Altreifen, Shredderfraktion, TetraPack, Paludikultur, Knochen, Gärreste, Spuckstoffe,...	Korngröße	< 40 mm	Reaktionsmittel	
	Wassergehalt	< 15 %	Temperatur	350-550 °C
	Aschegehalt	< 70 %	Druck	300 mbar Überdruck
	Homogenisierung		Durchsatz	bis 750 kg/h
	Heizwert	nicht begrenzt	VWZ	0,1-0,2 h
		Hilfsmittel	keine	
		Leistung thermisch	bis 20 MW	
		Leistung elektrisch	bis 5 MW (Planung)	
Output				
fest	Koks (40-50 %)			
flüssig	Pyrolyseöl (40-50 %)			
gasförmig	Permanentgas (5-10 %)			
Produktgasnutzung				
ist	Fackel			
geplant	Dampf-/ORC-Prozess			

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	Pyrum	Entwicklungsstufe	2	
Hersteller/ Anbieter	Pyrum Innovations ESC GmbH Dieselstraße 8, 66763 Dillingen/Saar	Anzahl Referenzanlagen	1 (Industrieanlage im Bau)	
		Kum. Betriebsstunden	Kampagnenbetrieb max. 1 Woche	
Internet	www.pyrum.net	Kum. Brennstoffdurchsatz		
Ansprechpartner		Betrieben seit	2008	
Mailadresse	contact@pyrum.net	Patent erteilt?		
Telefon	+49-68319788227	Standorte	Dillingen/Saar	
Fax	+49-6831978229			
Verfahren / Reaktor	Pyrolyse / Rohrreaktor			
Ziel	thermische Zerlegung von organischen Substanzen			
Besonderheiten	Elektrische Beheizung des Rohrreaktors (geplant: Beheizung über Verbrennung des Produktgases im BHKW)			
Behandlungskosten				
Störungen im Prozess				
Ursache Störungen				
Revisions-intervall				
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
Gummi, Altreifen (zerkleinert und granuliert)	Korngröße	3-12 mm	Reaktionsmittel	
	Wassergehalt	trocken, förderbar	Temperatur	bis 750 °C
	Aschegehalt		Druck	
	Homogenisierung		Durchsatz	10-30 kg/h im Bau: 0,5 - 1 Mg/h
	Heizwert		VWZ	ca. 1 h
			Hilfsmittel	
			Leistung thermisch	
			Leistung elektrisch	
Output				
fest	Koks, Gummimehl, Ruß, Aktivkohle			
flüssig	Rohöle (geplante Nutzung: Raffinierung, BHKW)			
gasförmig	Pyrolysegas			
Produktgasnutzung				
ist	Fackel			
geplant	Deckung der Heizleistung			

6.1.3 Pyrolyse als Vorschaltverfahren

Verfahren	Contherm		Entwicklungsstufe	5
Hersteller/Anbieter	Technip Germany GmbH Theodorstrasse 90 40472 Düsseldorf		Anzahl Referenzanlagen	1
			Kum. Betriebsstunden	> 50.000
Internet	www.technip.com		Kum. Brennstoffdurchsatz	> 500.000 Mg
Ansprechpartner	A. Goorse, M. Mladenovic		Betrieben	2001-2010
Mailadresse	ales-tpgy@technip.com		Patent erteilt?	
Telefon	+49 211 659 2314		Standorte	Hamm Westf.
Fax	+49 211 659 2912			
Verfahren / Reaktor	Pyrolyse-Drehrohr			
Ziel	Mitverbrennung von erzeugtem Pyrolysegas und aufbereitetem Koks im Steinkohlekraftwerk, Rückgewinnung von Metallen (extern)			
Besonderheiten	Drehrohr mit Erdgas befeuert			
Behandlungskosten				
Störungen im Prozess	Abdichtung und Druckregelung Drehrohr, Beheizung Pyrolysegasheizung, Dimensionierung Drehrohr zu klein			
Ursache Störungen	Auslegung			
Revisionsintervall				
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
EBS	Korngröße		Reaktionsmittel	
	Wassergehalt		Temperatur	500 °C
	Aschegehalt		Druck	leichter Unterdruck
	Homogenisierung	Aufbereitung	Durchsatz	70.000 Mg/a realisiert 100.000 Mg/a Auslegung
	Heizwert		VWZ	1,5 h
			Hilfsmittel	
			Leistung thermisch	72,5 MW (Auslegung)
			Leistung elektrisch	
Output				
fest	Koks (mit Metallen und Anorganik)			
flüssig				
gasförmig	Pyrolysegas (heiß, inkl. kondensierbare Bestandteile)			
Produktgasnutzung				
ist	Anlage stillgelegt, vorher Mitverbrennung im Steinkohlekraftwerk			
geplant	aufgrund Preisverfall für EBS kein weiterer Betrieb vorgesehen			

6.2 Vergasung

6.2.1 Vergasung als Teilschritt von gestuften Verbrennungsverfahren

Verfahren	Energos	Entwicklungsstufe	5	
Hersteller/ Anbieter	Energos	Anzahl Referenzanlagen	8 (1 aus Betrieb genommen)	
Internet	http://www.energogroup.com	Betriebsstunden	> 500.000	
Ansprechpartner		Kum. Brennstoffdurchsatz	> 1.000.000 Mg	
Mailadresse	info@energogroup.com	Betrieben seit	2002 (Minden)	
Telefon		Patent erteilt?		
Fax		Standorte	Minden, Norwegen, Isle of Wright, UK	
Verfahren / Reaktor	Vergasung / Rost (feststehende Rostabschnitte, die über externen Thermalölkreislauf gekühlt werden), Brennstofftransport auf Rost durch wassergekühlten Duplexförderer, Gasverbrennung in Brennraum (Zweistufen-Verbrennung)			
Ziel	Thermische Behandlung von Siedlungsabfall in kleineren Anlagen mit Energienutzung			
Besonderheiten	Durch zweistufige Verbrennung Einhaltung der NO _x , CO und PCDD/F-Emissionsgrenzwerte			
Behandlungskosten	60-70 €/Mg (Betreiberangabe Minden)			
Störungen im Prozess	Verfügbarkeit Minden 2010: 86,4 %; 2009: 77,4 %; 2008: 86,5 %)			
Ursache Störungen	spezielle Störungen unbekannt			
Revisionsintervall	2 x jährlich (Anlage Minden)			
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
Aufbereiteter Restabfall (EBS)	Korngröße	< 300 mm (Minden) Hersteller: - max. Volumen 300 cm ³ - 100 % < 200 mm - 90% < 150 mm	Reaktionsmittel	Luft
		Wassergehalt	max. 40 %	Temperatur
	Aschegehalt	max. 30 %	Druck	
	Homogenisierung		Durchsatz	40.000 Mg/a
	Heizwert	10-14 MJ/kg 7-25 MJ/kg möglich	VWZ [h]	
			Hilfsmittel	
		Leistung thermisch	20 Mg/h Dampf (13 bar, 240 °C) (Minden)	
		Leistung elektrisch		
Output				
fest	Schlacke, Metalle, Flugstaub			
flüssig				
gasförmig	Rauchgas			
Produktgasnutzung				
ist	Direkte Verbrennung des Synthesegases			

6.2.2 Vergasung als Teilschritt von Verbrennungs-Schmelzverfahren

Verfahren	Ebara TwinRec / TIFG		Entwicklungsstufe	5
Hersteller/ Anbieter	Ebara Corporation		Anzahl Referenzanlagen	12
Internet	https://www.ebara.co.jp/en		Betriebsstunden	kum. > 100.000 ca. 6.000 h/a & Anlage
Ansprechpartner	Ebara Corporation Thurgauerstrasse 40 8050 Zürich, CH		Kum. Brennstoffdurchsatz	>> 1.000.000 Mg
Mailadresse			Betrieben seit	2.000
Telefon	+41-44 307 35 20		Patent erteilt?	ja
Fax			Standorte	u.a. Japan (Aomori)
Verfahren / Reaktor	Rotierende Wirbelschicht mit anschließender Drallbrennkammer			
Ziel	Inertisierung von Abfallfraktionen, Rückgewinnung von Metallen, Energieumwandlung mittels Dampfkraftprozess			
Besonderheiten	Trennung schwerer inerter Bestandteile von nicht brennbaren Bestandteilen und Staub im Vergaser			
Behandlungskosten				
Störungen im Prozess				
Ursache Störungen				
Revisionsintervall				
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
Schredderrückstände, Flugasche, Klärschlamm, Kunststoff, flüssige und medizinische Abfälle, Hausmüll	Korngröße		Reaktionsmittel	Luft
			Temperatur	Vergasung: 500-600 °C Verbrennung: 1.350-1.450 °C
	Wassergehalt		Druck	atmosphärisch
	Aschegehalt		Durchsatz	100-300 Mg/d je Linie
			VWZ	
	Homogenisierung	keine	Hilfsmittel	
Heizwert		Leistung thermisch	z.B. 40 MW je Linie (Aomori)	
		Leistung elektrisch		
Output				
fest	Metalle, Bettasche, verglaste Flugasche			
flüssig				
gasförmig	Synthesegas (nach Vergaser); Rauchgas (nach Brennkammer)			
Produktgasnutzung				
ist	Verbrennung zur Flugstaubschmelze und Energierückgewinnung in Dampfkessel			
geplant				

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	Hitachi Zosen Gasification and Melting System		Entwicklungsstufe	5	
Hersteller/Anbieter	Hitachi Zosen Corporation, Osaka, Japan		Anzahl Referenzanlagen	10	
Internet	www.hitachizosen.co.jp/english/		Betriebsstunden	> 400.000	
Ansprechpartner	Hitachi Zosen Inova AG Hardturmstrasse 127 8037 Zürich, Schweiz		Kumulierter Brennstoffdurchsatz	> 1.000.000 Mg	
Mailadresse	info@hz-inova.com		Betrieben seit	2003	
Telefon	+41 44 277 11 11		Patent erteilt?		
Fax	+41 44 277 13 13		Standorte	9 Japan, 1 Südkorea	
Verfahren / Reaktor	Vergasung und Verbrennung / Wirbelschicht und Schmelzofen + Brennkammer				
Ziel	Behandlung von Hausmüll, Metallrückgewinnung (Fe, Al), Verwertung Inertfraktion				
Besonderheiten	Synthesegasverbrennung in Schmelzkammer mit nachgeschalteter Nachverbrennung				
Behandlungskosten					
Störungen im Prozess					
Ursache Störungen	Schwachstelle Feuerfestauskleidung				
Revisionsintervall					
Prozessbeschreibung					
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess		
Hausmüll, Gewebemüll, Schredderrückstände	Korngröße		Reaktionsmittel	Luft	
	Wassergehalt				
	Aschegehalt		Temperatur	Vergasung: 500 – 600 °C, Verbrennung Schmelzkammer: 1 200 – 1 400 °C, Nachbrennkammer: > 850 °C	
	Homogenisierung				
	Heizwert			Druck	
				Durchsatz	15.000 – 121.500 Mg/a
				VWZ (h)	
				Hilfsmittel	Sand für Wirbelschicht
			Leistung thermisch		
			Leistung elektrisch		
Output					
fest	Schlacke, Metalle, Flugasche/Gasreinigungsrückstand				
flüssig					
gasförmig	Rauchgas				
Produktgasnutzung					
ist	Verbrennung in Schmelzofen + Nachbrennkammer				
geplant					

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	JFE Gasifying and Direct Melting System		Entwicklungsstufe	5	
Hersteller/ Anbieter	JFE Engineering Corporation		Anzahl Referenzanlagen	10 & 2 in Bau	
Internet	www.jfe-eng.co.jp		Kum. Betriebsstunden		
Ansprechpartner	Takehiko Aoki		Kum. Brennstoffdurchsatz	> 3.000.000 Mg	
Mailadresse	aoki-takehiko@eu.jfe-eng.com		Betrieben seit	2003	
Telefon	+49-69-2980-2870		Patent erteilt?	ja	
Fax	+49-69-2980-28769		Standorte	Japan	
Verfahren / Reaktor	Festbettvergaser mit Fluidisierung der Brennstoffe im oberen Bereich des Reaktors				
Ziel	Inertisierung von Abfallfraktionen, Rückgewinnung von Metallen, Energieumwandlung mittels Dampfkraftprozess				
Besonderheiten	Kombiniertes Festbett- und Wirbelschichtverfahren zur Vergasung und zum Schmelzen von Abfallfraktionen in einem Reaktor				
Behandlungskosten					
Störungen im Prozess					
Ursache Störungen					
Revisionsintervall	i.d.R. 250 bis 280 Tage pro Jahr in Betrieb				
Prozessbeschreibung					
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess		
Hausmüll, EBS, Klärschlamm, Schredderückstände aus dem Automobilrecycling, gefährliche Abfallfraktionen (u.a. medizinische Abfälle und Deponat)	Korngröße	< 600 mm	Reaktionsmittel	auf 30-35 % O ₂ angereicherte Luft, Luft, Wasser	
	Wassergehalt	Keine Begrenzung			
	Aschegehalt		Temperatur	Oxidationszone 2.000 °C Reduktionszone 700-850 °C	
	Homogenisierung				
	Heizwert	< 20 MJ/kg		Druck	Unterdruck
				Durchsatz	1-13 Mg/h pro Linie
				VWZ	
				Hilfsmittel	5 % Koks, 3 % Kalk
			Leistung thermisch		
			Leistung elektrisch	1,6-20 MW	
Output					
fest	Schlacke, Metalle, Flugasche				
flüssig					
gasförmig	Produktgas				
Produktgasnutzung					
ist	Verbrennung des Produktgases in sekundärer Brennkammer				
geplant					

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	Kobelco Gasification and Melting Process		Entwicklungsstufe	5
Hersteller/ Anbieter	Kobelco Eco-Solutions		Anzahl Referenzanlagen	17
Internet	www.kobelco-eco.co.jp		Kum. Betriebsstunden	>> 100.000
Ansprechpartner	Kazuaki Sakata (Düsseldorf) Tsuyoshi Aimoto (Kobe)			
Mailadresse	k.sakata@kobelco-eco.co.jp t.aimoto@kobelco-eco.co.jp		Brennstoffdurchsatz	insgesamt 2.789 Mg/d
Telefon	+49-211-779-204-30 +81-78-232-8014		Betrieben seit	2000
Fax	+49-211-779-204-50 +81-78-232-8086		Patent erteilt?	
			Standorte	Japan 14, Südkorea 2
Verfahren / Reaktor	Wirbelschichtvergasungs- und Schmelzprozess			
Ziel	Inertisierung von Abfallfraktionen, Rückgewinnung von Metallen, Energieumwandlung mittels Dampfkraftprozess			
Besonderheiten				
Behandlungskosten	6 – 12 €/Mg durchschnittliche Betriebsstoffkosten 2005 (keine Betriebskosten!)			
Störungen im Prozess	keine Probleme bei automatischem Betrieb			
Ursache Störungen	unzulässige Abfallfraktionen (z.B. Sperrmüll, Sondermüll)			
Revisionsintervall	3 mal pro Jahr, davon 2 mal je 7 Tage, 1 mal 18 Tage			
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
Hausmüll, aufbereiteter Gewerbemüll	Korngröße	Hausmüll vorzerkleinert	Reaktionsmittel	Luft
	Wassergehalt		Temperatur	Vergaser: 500-600 °C Schmelzen: 1.200-1.300 °C
	Aschegehalt		Druck	Unterdruck
	Homogenisierung		Durchsatz	bis 100.000 Mg/a
	Heizwert	8-15 MJ/kg	VWZ	ca. 30 bis 40 s Gas-VWZ bis Kamin
			Hilfsmittel	keine
			Leistung thermisch	
			Leistung elektrisch	0,9-10 MW
Output				
fest	Eisen, Aluminium, Schlacke, Flugasche			
flüssig				
gasförmig	Produktgas			
Produktgasnutzung				
ist	Verbrennung des Produktgases in sekundärer Brennkammer			
geplant				

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	Nippon Steel Direct Melting System		Entwicklungsstufe	5
Hersteller/ Anbieter	Nippon Steel & Sumikin Engineering Ltd.		Anzahl Referenzanlagen	37 & 5 in Bau
Internet	http://www.env.go.jp/recycle/circul/venous_industry/en/skill_pdf/t036.pdf		Betriebsstunden	ca. 7.500-8.000 je Anlage und Jahr
Ansprechpartner	Nobuhiro Tanigaki MSc.		Brennstoffdurchsatz	insgesamt 9.214 Mg/d
Mailadresse	tanigaki.nobuhiro@eng.nssmc.com		Betrieben seit	1979
Telefon	+49-211-528095-0		Patent erteilt?	mehrere
Fax	+49-211-528095-69		Standorte	Japan; Südkorea
Verfahren / Reaktor	Festbettvergaser			
Ziel	Inertisierung von Abfallfraktionen, Rückgewinnung von Metallen, Energieumwandlung mittels Dampfkraftprozess			
Besonderheiten	Hohe Flexibilität bezgl. Inputmaterial, keine Vorbehandlung des Inputmaterials (Korngröße jedoch < 800 mm), keine Schwermetalle in der Schlacke			
Behandlungskosten	160 €/Mg (unklare Basis)			
Störungen im Prozess	keine			
Ursache Störungen	keine			
Revisionsintervall	einmal pro Jahr			
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
Hausmüll, medizinische Abfälle, Klärschlamm, Aschen, Bettasche, Deponat, Asbest, etc.	Korngröße	max. 800 mm	Reaktionsmittel	auf 36 % O ₂ angereicherte Luft, Luft
	Wassergehalt	20-60 %	Temperatur	1.800-300 °C
	Aschegehalt	5-30 %	Druck	atmosphärisch
	Homogenisierung	keine	Durchsatz	1 - 12 Mg/h und Linie
	Heizwert	5-16 MJ/kg	VWZ	4 h
			Hilfsmittel	5-10% Koks, Kalkstein
			Leistung thermisch	
			Leistung elektrisch	bis 23,5 MW
Output				
fest	Schlacke, Metalle, Flugasche			
flüssig				
gasförmig	Synthesegas			
Produktgasnutzung				
ist	Verbrennung des Synthesegases in nachgeschalteter Brennkammer			
geplant				

6.2.3 Vergasung zur Gaserzeugung

Verfahren	Ebara UBE Process (EUP)		Entwicklungsstufe	5	
Hersteller/ Anbieter	EUP Co. Ltd. (Ebara Corporation & Ube Industries Ltd.) ab 2008 Ube Co. Ltd.		Anzahl Referenzanlagen	3	
Internet	http://www.ebara.co.jp/ http://www.ube-ind.co.jp		Betriebsstunden		
Ansprechpartner			Kum. Brennstoffdurchsatz		
Mailadresse			Betrieben	2001-2008	
Telefon			Patent erteilt?		
Fax			Standorte	Japan (Ube City)	
Verfahren / Reaktor	2-stufige Druckvergasung 1. Stufe: Rotierende Wirbelschicht, 2. Stufe Hochtemperaturvergaser				
Ziel	Erzeugung von Wasserstoff für Ammoniak-Synthese				
Besonderheiten					
Behandlungskosten					
Störungen im Prozess					
Ursache Störungen					
Revisionsintervall					
Prozessbeschreibung					
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess		
Kunststoffhaltiger Verpackungsmüll, hochkalorische Abfälle	Korngröße		Reaktions-mittel	O ₂ , H ₂ O	
	Wassergehalt		Temperatur	1. Stufe: 600-800 °C 2. Stufe: 1.300-1.500 °C	
	Homogenisierung	Entfernung von Metallen und Grob-Inertstoffen	Druck	5-16 bar	
			Durchsatz	30-98 Mg/d	
			VWZ		
			Hilfsmittel		
Heizwert	27-37 MJ/kg	Leistung thermisch			
Leistung elektrisch					
Output					
fest	Unverbranntes, Sand, Schlacke				
flüssig					
gasförmig	Wasserstoff, Heizgas				
Produktgasnutzung					
ist	Ammoniaksynthese bis 2008				
geplant	derzeit außer Betrieb				

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	Kopf SynGas	Entwicklungsstufe	4	
Hersteller/ Anbieter	Kopf SynGas GmbH & Co.KG Stützenstraße 6 72172 Sulz Bergfelden	Anzahl Referenzanlagen	2	
		Kum. Betriebsstunden		
Internet	www.kopf-verw.de	Kum. Brennstoff-durchsatz		
Ansprechpartner	Michael Gaiffi	Betrieben seit	2002 Balingen 2011 Mannheim	
Mailadresse	m.gaiffi@kopf-syngas.de	Patent erteilt?		
Telefon	+ 49-7071-54954-51	Standorte	Balingen (Pilotanlage) Mannheim	
Fax	+ 49-7071-54954-60			
Verfahren / Reaktor	Stationärer Wirbelschichtvergaser			
Ziel	Inertisierung und Energieumwandlung von Klärschlamm			
Besonderheiten	Produktgasreinigung über Eduktschüttung (Teerrückführung)			
Behandlungskosten				
Störungen im Prozess				
Ursache Störungen				
Revisionsintervall				
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
Klärschlamm	Korngröße	2-10 mm	Reaktionsmittel	Luft
	Wassergehalt	96 % TS	Temperatur	Bis 900 °C
	Aschegehalt		Druck	
	Homogenisierung		Durchsatz	2.200 Mg/a (Balingen) 5.000 Mg/a Mannheim)
	Heizwert	ca. 11,4 MJ/kg	VWZ	ca. 30 min
			Hilfsmittel	
			Leistung thermisch	140 kW (Pilotanlage)
			Leistung elektrisch	70 kW (Pilotanlage)
Output				
fest	Asche, Granulat			
flüssig	Kondensat			
gasförmig	Synthesegas			
Produktgasnutzung				
ist	BHKW			
geplant				

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	Noell-Konversionsverfahren		Entwicklungsstufe	3
Hersteller/ Anbieter	Noell KRC GmbH		Anzahl Referenzanlagen	1
			Kum. Betriebsstunden	
Internet			Kum. Brennstoff- durchsatz	
Ansprechpartner			Betriebsstunden nach Jah- ren	
Mailadresse			Patent erteilt?	ja
Telefon			Standorte	Pyrolysestufe: Salzgit- ter
Fax				
Verfahren / Reaktor	Pyrolyse (indirekt beheiztes Drehrohr), Vergasung (Flugstrom-Vergasungsreaktor)			
Ziel	Nahezu rückstandsfreie Umwandlung der Abfälle in verwertbare Sekundärrohstoffe und Synthesegas			
Besonderheiten	Das Verfahren dient auch zur Mitbehandlung von flüssigen Abfällen.			
Behandlungskosten	unwirtschaftlich			
Erzeugungskosten Energie				
Störungen im Prozess				
Ursache Störungen				
Revisionsintervall				
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
Feste und flüssige Abfälle	Korngröße	Vorzer- kleinerung	Reaktions-mittel	Pyrolyse: – Vergasung: Sauerstoff
	Wassergehalt		Temperatur	Pyrolyse: bis zu 650 °C Vergasung: 1.400 bis 1.700 °C
	Aschegehalt		Druck	Vergasung: 2 bis 25 bar
	Homogeni- sierung		Durchsatz	
	Heizwert		VWZ [h]	Pyrolyse: etwa 2 h
			Hilfsmittel	
			Leistung thermisch	
			Leistung elektrisch	
Output				
fest	Fe-Metallschrott, NE-Metallschrott, Schmelzgranulat, Schwefel aus der Synthesegas- entschwefelung, Salz/Schwermetallkonzentrat aus der Abwasserbehandlung			
flüssig	Gereinigtes Abwasser			
gasförmig	Synthesegas			
Produktgasnutzung				
ist				
geplant	Methanolsynthese, Einspeisung ins Stadtgasnetz (nach Konditionierung), Gasturbine, Gas- motor, Erzeugung von Niederdruckdampf für industrielle Prozesse, Beheizung von Trock- nungsanlagen			

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	SVZ Festbettdruckvergasung	Entwicklungsstufe	5	
Hersteller/ Anbieter	Umrüstung DDR- Stadtgaserzeugung aus Braunkohle	Anzahl Referenzanlagen	1, mit 7 Festbettdruck- vergasern	
		Kum. Betriebsstunden		
Internet		Kum. Brennstoff- durchsatz	bis Juli 2001: 1 Mio. Tonnen fester Abfälle;	
Ansprechpartner		Betriebsstunden nach Jahren		
Mailadresse		Patent erteilt?	Festbettdruckvergasung von Braunkohle	
Telefon		Standorte	Schwarze Pumpe	
Fax				
Verfahren / Reaktor	Vergasung (Schachtreaktor mit Drehrost)			
Ziel	Gewinnung von Sythesegas zur Erzeugung von Methanol und Strom			
Besonderheiten	Umrüstung der Braunkohle-Reaktoren auf den Einsatz von pelletierten Abfällen			
Behandlungskosten	Das SVZ Schwarze Pumpe konnte nicht wirtschaftlich betrieben werden.			
Störungen im Prozess	Verstopfung der Pelletpressen in der Abfallaufbereitungsanlage, Kanalbildung im Schachtreaktor, Ausmauerungsschäden			
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung	Thermochemischer Prozess		
Ersatzbrennstoff- Hartpellets aus Hausmüll und hausmüllähnlichen Gewerbeabfällen, Misch- kunststoff-Kompaktate, Holzhackschnitzel, Klär- schlamm-Briketts, Teer- schlamm-Pellets, Shred- der-leichtfraktionen (ge- mischt mit Kohle)	Korngröße	Min. 16x16x16 mm, Max. 80x80x120 mm, Ø EBS-Pellets: 16 mm	Reaktions- mittel	Sauerstoff und Dampf (27 bar)
	Wassergehalt	< 20 %; EBS-Pellets: ca. 10 %	Temperatur	oxidierender Bereich: 1.200-1.300 °C Rohgasaustritt: 450 °C
	Aschegehalt	< 20 %	Druck	25 bar
	Homogeni- sierung		Durchsatz	12,5 Mg/h je Festbett- druckvergasers
	Heizwert		VWZ [h]	
Output				
fest	Fe- und NE-Metallschrott, Inertmaterial (Glas, Steine, Keramik, Asche) aus der mechani- schen Aufbereitung, gesinterte Vergaserschlacke, REA-Gips			
flüssig	Methanol Grade AA			
gasförmig	Synthesegas (Teilstrom)			
Produktgasnutzung				
ist	Das aufbereitete Synthesegas wurde einer Anlage zur Herstellung von Methanol und einem Gas- und Dampf-Kraftwerk zur Dampferzeugung zugeführt. Eine Teilmenge wurde direkt vermarktet.			

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	SVZ Flugstromvergasung	Entwicklungsstufe	5	
Hersteller/ Anbieter	Umrüstung DDR- Stadtgaserzeugung aus Braunkohle	Anzahl Referenzanlagen	1, mit 2 Flugstrom- vergasern	
		Kum. Betriebsstunden		
Internet		Kum. Brennstoffdurchsatz		
Ansprechpartner		Betriebsstunden nach Jah- ren		
Mailadresse		Patent erteilt?	ja	
Telefon		Standorte	Schwarze Pumpe	
Fax				
Verfahren / Reaktor	Vergasung (Flugstromreaktor)			
Ziel	Gewinnung von Sythese gas zur Erzeugung von Methanol und Strom			
Besonderheiten	Umbau Spaltanlagen aus DDR-Zeiten zur Stadtgaserzeugung zu Flugstromvergasern zur Verwertung von flüssigen und pastösen Abfälle.			
Behandlungskosten	Das SVZ Schwarze Pumpe konnte nicht wirtschaftlich betrieben werden.			
Erzeugungskosten Energie				
Störungen im Prozess				
Ursache Störungen				
Revisions-intervall				
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
Flüssige und pastö- se Abfälle (Öle, kohlen- wasserstoffhaltige Flüssigprodukte, Slurries, Teer- schlammprodukte und Teer-Öl- Feststoffgemische)	Korngröße	–	Reaktionsmittel	Sauerstoff und Dampf
	Wassergehalt	≤ 1,0 Ma.-% im Hauptölstrom	Temperatur	etwa 1.500 °C
	Feststoff- gehalt	≤ 10,0 Ma.-% im Hauptölstrom	Druck	
	Homogeni- sierung		Durchsatz	15 Mg/h (Kapazität)
	Heizwert		VWZ [h]	
		Hilfsmittel	keine spezifischen	
		Leistung thermisch		
		Leistung elektrisch		
Output				
fest	Schlacke			
flüssig	Methanol Grade AA			
gasförmig	Synthesegas (Teilstrom)			
Produktgasnutzung				
ist	Das aufbereitete Synthesegas wurde einer Anlage zur Herstellung von Methanol und einem Gas- und Dampf-Kraftwerk zur Dampferzeugung zugeführt. Eine Teilmenge wurde direkt vermarktet.			

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	BGL British Gas Lurgi		Entwicklungsstufe	5
Hersteller/ Anbieter	Envirotherm GmbH Ruhrallee 185, 45136 Essen		Anzahl Referenzanlagen	5 mit 14 Vergasern
			Kum. Betriebsstunden	> 100.000 versch. Brennstoffe
Internet	www.envirotherm.de		Kum. Brennstoffdurchsatz	> 0,7 Mio. Mg (SVZ)
Ansprechpartner	Hansjobst Hirschfelder		Betrieben seit	
Mailadresse	info@envirotherm.de		Patent erteilt?	ja
Telefon	+49-201-6346-400		Standorte	Abfalleinsatz nur SVZ und Pilotanlage in Westfield
Fax	+49-201-6346-500			
Verfahren / Reaktor	Schlackebadvergaser (druckaufgeladener Festbettvergaser)			
Ziel	Synthesegas als Rohstoff für die chemische, petrochemische Düngemittelindustrie Stromproduktion, Stadtgas			
Besonderheiten	wegen hohem CH ₄ -Anteil im Synthesegas als Chemierohstoff und als Erdgasersatz gut geeignet			
Behandlungskosten				
Störungen im Prozess	Probleme mit Schlackefluss			
Ursache Störungen	zu hoher Störstoffanteil			
Revisionsintervall	2-3 Jahre			
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
Kohle und bis zu 80 % Abfall, aschehaltige Koh- len, Braunkohlen, Klärschlamm	Korngröße	Min.16x16x16 Max 80x80x120	Reaktionsmittel	Sauerstoff, Dampf
	Wassergehalt	< 30 %	Temperatur	Bis 1.600 °C
	Aschegehalt	< 20 %	Druck	30-40 bar
	Homogeni- sierung	bedingt not- wendig	Durchsatz	> 1.000 Mg/d
	Heizwert	> 10 MJ/kg	VWZ	Mehrere Stunden
			Hilfsmittel	Flussmittel je nach Schlackeverhalten
			Leistung thermisch	
			Leistung elektrisch	120 - 150 MW _{el} pro Gaserzeu- ger abhängig vom Wärmenut- zungs-konzept und der Nut- zung des Synthesegases
Output				
fest	Schlacke			
flüssig	Abhängig von Rohgasreinigung			
gasförmig	Synthesegas			
Produktgasnutzung				
ist	Chemie und Petrochemie, Raffinerien, Energie- (IGCC) und Gasversorgung			
geplant				

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	Thermoselect	Entwicklungsstufe	3	
Hersteller/ Anbieter	Thermoselect S.A. Lizenznehmer: Kawasaki Steel Erfinder: Günter Kiss	Anzahl Referenzanlagen	3	
		Kum. Betriebsstunden		
Internet		Brennstoffdurchsatz		
Ansprechpartner		Betrieben seit	Karlsruhe 1999- 2004	
Mailadresse		Patent erteilt?	ja	
Telefon		Standorte	Verbania (Italien) Karlsruhe (Deutschland) Chiba (Japan)	
Fax				
Verfahren / Reaktor	Entgasungskanal mit angeschlossener Hochtemperaturvergasung (Direkteinschmelzung der anorganischen Bestandteile)			
Ziel	Herstellung Synthesegas, glasartige Mineralstoffe mit gutem Eluatverhalten, Metallgranulat			
Besonderheiten	Einstellung der Beheizung des Entgasungskanals in Karlsruhe (Aufgabe Pyrolyse)			
Behandlungskosten	Nicht ermittelt; ursprünglich vom Anbieter veranschlagt: 250 DM/Mg			
Störungen im Prozess und Ursachen	unzureichende Funktionstüchtigkeit von Entgasungskanal und Vergasungsreaktor, vorzeitiger Verschleiß Reaktorinnenmantel, Probleme Schlackeabfluss, Pumpenexplosion im Kühlwassersystem, Gasaustritt infolge von Materialversprödung, Zusetzen Gasabgang Hochtemperaturreaktor mit mineralischer Schlacke (Partikelaustrag wegen zur geringer VWZ im Reaktor)			
Revisions-intervall	Nicht bekannt; die für die Auskleidung des Hochtemperaturreaktors veranschlagte Standzeit von 6 Monaten wurde durch starken Verschleiß nicht erreicht			
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung	Thermochemischer Prozess		
Hausmüll, hausmüllähnlicher Gewerbeabfall, Sperrmüll, Klärschlamm	Korngröße	k.A.	Reaktionsmittel	Sauerstoff für Vergasung
	Wassergehalt	KS max. 65-70 %	Temperatur	Entgasung: bis zu 600-800 °C Vergasung: bis zu 2.000 °C,
	Aschegehalt	k.A.	Druck	Überdruck 200 mbar
	Homogenisierung	Presse	Durchsatz	10 mg/h, Auslastung Karlsruhe im Schnitt 50 -70 %
	Heizwert	7.000-16.000 kJ/kg	VWZ [h]	Entgasung: 1-2 h Vergasung Oberteil: 2 s (Gase)
		Hilfsmittel	Keine spezifischen	
		Leistung thermisch	Anlage Karlsruhe: 100 MW, Dampferzeuger: 63,1 MW	
		Leistung elektrisch	Karlsruhe: 12,7 MW (brutto), 2,7 MW Netto-Überschuss	
Output				
fest	Glasartige Mineralstoffe, Metallgranulat, Metallfällungsprodukte und Mischsalze aus der Prozesswasserreinigung, Schwefel aus der Gasreinigung			
flüssig	Gereinigtes Prozesswasser (Nutzung als Kühlwasser) → abwasserfreier Prozess			
gasförmig	Synthesegas			
Produktgasnutzung				
ist	Beheizung Entgasungskanal, Hochtemperaturreaktor und Homogenisierungsreaktor ggf. für die Trocknung von Klärschlamm; weitere energetische Nutzung			

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	BASURAgas	Entwicklungsstufe	4	
Hersteller/ Anbieter	ProCone GmbH	Anzahl Referenzanlagen	4	
	CH-4800 Zofingen AG	Kum. Betriebsstunden	64.000 (vier Anlagen)	
Internet	www.procone.org	Kum. Brennstoffdurchsatz	64.000 Mg	
Ansprechpartner	Adrian Fürst	Betrieben	1990-2006	
Mailadresse	Adrian.fuerst@procone.org	Patent erteilt?	ja	
Telefon	+41-62 216 80 80	Standorte	Schweiz & Deutschland	
Fax	+41-62 216 80 81			
Verfahren / Reaktor	Festbettvergaser (autotherm)			
Ziel	Erzeugung von Synthesegasen			
Besonderheiten	Einsatz eines beweglichen Gegenkegels, anstelle eines Rostes zur Regulierung des Materialflusses; Stabilisierung Glutbett und Vermeidung von Brückenbildung			
Behandlungskosten	105 €/Mg Abfall			
Störungen im Prozess	Störungen im Schlackeaustragssystem durch ungenügende aufbereitete Brennstoffe,			
Ursache Störungen				
Revisionsintervall	Gasreinigung 1.800 h / Gaserzeuger 7.200 h			
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
Altholz, Klärschlamm, EBS	Korngröße	80 mm	Reaktionsmittel	mit O ₂ angereicherte Luft, Luft
	Wassergehalt	12 %	Temperatur	1200 °C
	Aschegehalt	45 %	Druck	Max. -150 mbar rel.
	Homogenisierung	Keine	Durchsatz	4.500 Mg/a
	Heizwert	> 14,4 MJ/kg	VWZ	1 h
		Hilfsmittel		
		Leistung thermisch	bis 6 MW, bis 50 MW geplant	
		Leistung elektrisch	bis 3 MW, bis 15 MW geplant	
Output				
fest	Verglaste Schlacke			
flüssig	Aufbereitetes Wasser			
gasförmig	Synthesegas			
Produktgasnutzung				
ist	Strom- und Wärmeproduktion (z.B. Gasmotor, Heißgasturbine, Dampfturbine)			
geplant	Gasfermentation zu Ethanol und Butanol			

6.2.4 Vergasung als Vorschaltprozess

Verfahren	Ecoloop		Entwicklungsstufe	3
Hersteller/ Anbieter	ecolooop GmbH		Anzahl Referenzanlagen	1
	Xella Gruppe		Kum. Betriebsstunden	600
Internet	www.ecolooop.eu		Kum. Brennstoffdurchsatz	800 Mg
Ansprechpartner	Roland Möller		Betrieben seit	2013
Mailadresse	roland.moeller@ecolooop.eu		Patent erteilt?	ja (ca. 20 Patente)
Telefon	+49-39454-58-301		Standorte	Elbingerode
Fax	+49- 39454-58-433			
Verfahren / Reaktor	Vergasung im Branntkalk-Wanderbett			
Ziel	Erzeugung von chlor- und schwefelfreiem Synthesegas für thermische Prozesse, Gasverstromung und stoffliche Anwendungen			
Besonderheiten	Einbindung von Schadstoffen in Kalkmatrix, Abdichtung des Reaktors durch Kalk-Brennstoff-Säule (14 m), Keine bewegten Teile in heißen Bereichen, Vergleichmäßigung der Schüttung durch rotierende Schurre			
Behandlungskosten				
Störungen im Prozess	Stöchiometrische Verteilung an der Reaktionsfront wird derzeit optimiert, um maximale thermische Leistung stabil zu gewährleisten			
Ursache Störungen				
Revisions-intervall	Einmal jährlich (Planung)			
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
Gewerbeabfälle, Schredderschwer-/ leichtfraktion, Altholz, Klärschlamm (geplant), Bitumenhaltige Abfälle, Braunkohle, Salzkohle, Plastikabfälle (DSD), Ölschiefer, Teerseen, kontaminierte Böden	Korngröße	< 300 mm	Reaktionsmittel	Luft, Wasser (optional), CO ₂ -haltige Abgase aus Kalkbrennprozess oder Gasmotoren (optional)
	Wassergehalt	< 20 %	Temperatur	< 1.300 °C
	Aschegehalt	< 30 %	Druck	200-500 mbar
	Homogenisierung	keine	Durchsatz	ca. 40.000 Mg/a (abh. von H _u)
	Heizwert	> 15.000 kJ/kg auch niedriger bei red. WG	VWZ	ca. 12 h (bei Volllast)
Hilfsmittel				
			Leistung thermisch	32 MW, Ausbau auf 45 MW in Vorbereitung
			Leistung elektrisch	11 MW (bei 32 MW _{th})
Output				
fest	Feinkalk, CaCl ₂ und Asche, ca. 25 % der BS-Aufgabe; Verwertung des Feinkalks in industriellen Anwendungen geplant (Freikalkanteil ca. 50 %)			
flüssig				
gasförmig	Synthesegas			
Produktgasnutzung				
ist	Brenngas für Kalkofen als Erdgas-Substitut			
geplant	Verstromung (BHKW oder Dampfturbine), BHKW-Betrieb mit Sauerstoff → Rückführung des heißen Abgases (H ₂ O und CO ₂) als Vergasungsmittel, „Closed Recycling Loops“ in Synthesegas-verarbeitender Industrie, Wertstoffanreicherung im Kalkkreislauf.			

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	ZWS Vergasung (Rüdersdorf)		Entwicklungsstufe	5
Hersteller/ Anbieter	Envirotherm GmbH Ruhrallee 185, 45136 Essen		Anzahl Referenzanlagen	4
			Kum. Betriebsstunden	> 200.000
Internet	www.envirotherm.de		Kum. Brennstoffdurchsatz	> Mio. Mg (Rüdersdorf)
Ansprechpartner	Dr. Andreas Brors		Betrieben seit	1996
Mailadresse	info@envirotherm.de		Patent erteilt?	
Telefon	+49-201-6346-400		Standorte	4
Fax	+49-201-6346-500			
Verfahren / Reaktor	Zirkulierende Wirbelschicht-Vergasung			
Ziel	Erzeugung von Synthesegas, Verwertung auch niederkalorischer Abfälle und Substituierung von hochwertigen Brennstoffen durch günstige Abfall- und Reststoffe			
Besonderheiten	Vergleichsweise hohe Anforderungen an die Aufbereitung und Zusammensetzung der Brennstoffe, sehr geringe Heizwerte möglich			
Behandlungskosten	In Rüdersdorf ca. 30 €			
Störungen im Prozess	Agglomerationen an Düsenboden und Vergaseraustrag, Anbackungen, Taupunktunterschreitungen, Materialfluss im Aschekühler			
Ursache Störungen	Störstoffe in Brennstoffen (Metalle), Anbackungen durch zu niedrige Ascheerweichungspunkte der Brennstoffe			
Revisionsintervall	jährlich			
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
Klärschlamm, Altholz, Plastikabfälle, Ölschlämme, Trockenstabilat, EBS, Papierschlämme, Kohle, bes. aschehaltige Kohle, etc.	Korngröße	< 100x100x30 mm (95 %)	Reaktionsmittel	Luft, Sauerstoff, Dampf
	Wassergehalt	< 50 %	Temperatur	850-950 °C
	Aschegehalt		Druck	atmosphärisch
	Homogenisierung	vorteilhaft	Durchsatz	150.000 Mg/a (abhängig von Anlagengröße)
	Heizwert	1-35 MJ/kg	VWZ	Minutenbereich
			Hilfsmittel	
			Leistung thermisch	100 MW
			Leistung elektrisch	Abhängig vom Konzept
Output				
fest	Bett- und Filterasche			
flüssig	abhängig von Rohgasreinigung			
gasförmig	Synthesegas			
Produktgasnutzung				
ist	Zement-, Papier- und Stahlindustrie, sowie die chemische Industrie			
geplant				

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	Lahti Kymijärvi I	Entwicklungsstufe	4
Hersteller/ Anbieter	Foster Wheeler	Anzahl Referenzanlagen	1
		Kum. Betriebsstunden	> 20.000
Internet		Kum. Brennstoffdurchsatz	> 500.000 Mg (15-34% EBS)
Ansprechpartner	Matti Nieminen, VTT	Betrieben seit	1998-2008
Mailadresse	matti.nieminen@vtt.fi	Patent erteilt?	
Telefon	+358-207226587	Standorte	Lahti, Finnland
Fax			
Verfahren / Reaktor	Vergasung von separat gesammelten Kunststoffabfällen(EBS) mit Biomasse / zirkulierende Wirbelschicht, Synthesegasverbrennung in Kohlekraftwerk		
Ziel	Siedlungsabfallentsorgung		
Besonderheiten			
Behandlungskosten	Investitionskosten 12 Mio. €		
Störungen im Prozess			
Ursache Störungen	Verfügbarkeit > 90 %		
Revisionsintervall			
Prozessbeschreibung			
Input	Vorbehandlung	Thermochemischer Prozess	
	Korngröße	Reaktions-mittel	Luft
	Wassergehalt	Temperatur	850-1.000 °C
	Aschegehalt	Druck	
	Homogenisierung	Durchsatz	
	Heizwert	VWZ	
		Hilfsmittel	
		Leistung thermisch	
		Leistung elektrisch	
Output			
fest	geringe Mengen Schlacke aus Vergasung		
flüssig			
gasförmig	Synthesegas mit 2-3,5 MJ/kg		
Produktgasnutzung			
ist	Verbrennung in Kohlekraftwerk		
geplant	Anlage stillgelegt da zur Abfallbehandlung nicht genehmigungsfähig, ersetzt durch Lahti Kymijärvi II		

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	Lahti Kymijärvi II	Entwicklungsstufe	4	
Hersteller/ Anbieter	Metso Oyj, Finnland	Anzahl Referenzanlagen	1, 2 Linien	
		Kum. Betriebsstunden		
Internet	http://www.metso.com	Kum. Brennstoffdurchsatz		
Ansprechpartner	Matti Nieminen, VTT	Betrieben seit	ab 2012 Demobetrieb, ab 2013 Regelbetrieb	
Mailadresse	matti.nieminen@vtt.fi	Patent erteilt?		
Telefon	+358-207226587	Standorte	Lahti, Finnland	
Fax				
Verfahren / Reaktor	Vergasung von EBS (aus Gewerbe-, aber auch aus Hausmüll) / zirkulierende Wirbelschicht, Synthesegas nach Entstaubung in Gaskraftwerk (Kraftwerk mit NaHCO ₃ -Gasreinigung)			
Ziel	Siedlungsabfallentsorgung			
Besonderheiten				
Behandlungskosten	Investitionskosten 160 Mio. €			
Störungen im Prozess				
Ursache Störungen	zu Beginn Blockaden in EBS-Zuführung			
Revisionsintervall				
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung	Thermochemischer Prozess		
	Korngröße		Reaktionsmittel	Luft
	Wassergehalt		Temperatur	850 -900 °C
	Aschegehalt		Druck	
	Homogenisierung		Durchsatz	250.000 Mg/a
	Heizwert		VWZ	
		Hilfsmittel		
		Leistung thermisch	90 MW	
		Leistung elektrisch	50 MW	
Output				
fest	geringe Mengen Schlacke aus Vergasung, Filterstäube			
flüssig				
gasförmig	Synthesegas mit 2-3,5 MJ/kg			
Produktgasnutzung				
ist	Verbrennung in Kohlekraftwerk			
geplant				

6.3 Plasmaverfahren

Verfahren	Westinghouse, AlterNRG		Entwicklungsstufe	4
Hersteller/ Anbieter	AlterNRG 215, 4000 - 4zh Street SE Calgary, Alberta T2G 2W3		Anzahl Referenzanlagen	4
			Kum. Betriebsstunden	
Internet	http://www.alternrg.com		Kum. Brennstoffdurchsatz	
Ansprechpartner	Danny Hay		Betrieben seit	
Mailadresse	info@alternrg.ca		Patent erteilt?	
Telefon	+1 403 806 3875		Standorte	Japan, Indien, USA
Fax	+1 403 806 3721			
Verfahren / Reaktor	Plasmabeheizter Gegenstromvergaser im Schachtofen mit Flüssigschlackeabzug			
Ziel	Erzeugung von heizwertreichem, schadstoffarmem Synthesegas und verglaster Schlacke aus aufbereiteten Siedlungsabfällen			
Besonderheiten	Beimischung von Hochofenkoks und Altreifen als Energieträger optionale Vergasung mit Sauerstoff			
Behandlungskosten	105 USD/Mg - 152 USD/Mg (geschätzt)			
Störungen im Prozess				
Ursache Störungen				
Revisionsintervall				
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
Aufbereitete feste Siedlungsabfälle, gefährliche Abfälle, Hochofenkoks, Altreifen, Schredderleichtfraktion	Korngröße	< 25 cm	Reaktionsmittel	Luft, Wasserdampf, Sauerstoff
	Wassergehalt	„unbegrenzt“	Temperatur	1.500-5.500°C
	Aschegehalt	k.A.	Druck	atmosphärisch
	Homogenisierung	Aufbereitung	Durchsatz	40-620 Mg/d Siedlungsabfälle (max. 1.000 Mg/d bei Sauerstoffvergasung)
	Heizwert		VWZ	
			Hilfsmittel	Koks, CaCO ₃
			Leistung thermisch	77,5 MW (max.)
			Leistung elektrisch	25 MW (max.)
Output				
fest	Schlacke			
flüssig				
gasförmig	Synthesegas			
Produktgasnutzung				
ist	Stromerzeugung über Dampfprozess			
geplant				

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	Eurolasma (CHO Power)		Entwicklungsstufe	3
Hersteller/ Anbieter	CHO-Power 21 rue Daugère 33 520 Bruges, Frankreich		Anzahl Referenzanlagen	1
			Kum. Betriebsstunden	
Internet			Kum. Brennstoffdurchsatz	
Ansprechpartner			Betrieben seit	
Mailadresse	contact@cho-power.com		Patent erteilt?	
Telefon	+ 33 (0)5 56 49 70 00		Standorte	Moncenx (Frankreich)
Fax	+ 33 (0)5 56 49 70 19			
Verfahren / Reaktor	Autotherme Luftvergasung auf einem Rost mit Nachbehandlung der Vergasungsprodukte durch Plasma in 2. Stufe, abgeleitet von IMG Bellwether			
Ziel	Erzeugung von schadstoffarmem Synthesegas und verglaste Schlacke aus aufbereiteten Siedlungsabfällen und Biomasse			
Besonderheiten	In der ersten Vergasungsstufe gebildete Teere und der Vergasungsrückstand werden in 2. Stufe in Synthesegas umgewandelt, Luftvorwärmung vor erster Stufe			
Behandlungskosten	149 USD/Mg (geschätzt)			
Störungen im Prozess				
Ursache Störungen				
Revisionsintervall				
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
aufbereitete Siedlungsabfälle gemeinsam mit Biomasse	Korngröße	6 cm	Reaktionsmittel	Luft
	Wassergehalt		Temperatur	850/1.200 °C (1./2. Stufe)
	Aschegehalt		Druck	
	Homogenisierung	Aufbereitung	Durchsatz	
	Heizwert		VWZ	
			Hilfsmittel	Luft
			Leistung thermisch	
			Leistung elektrisch	
Output				
fest	verglaste Schlacke			
flüssig	Kondensat			
gasförmig	Syngas			
Produktgasnutzung				
ist	Gasmotor			
geplant	Gasmotor, Turbine			

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	Advanced Plasma Power		Entwicklungsstufe	3
Hersteller/ Anbieter	Advanced Plasma Power Ltd Marston Gate Business Park Stirling Road Swindon SN3 4DE, UK		Anzahl Referenzanlagen	1
			Kum. Betriebsstunden	
Internet	www.advancedplasmapower.com		Kum. Brennstoffdurchsatz	
Ansprechpartner			Betrieben seit	2008
Mailadresse			Patent erteilt?	
Telefon	+44-1793-238550		Standorte	Swindon, UK
Fax				
Verfahren / Reaktor	Zweistufiges Verfahren mit stationärem Wirbelschichtvergaser und nachgeschalteter Plasma-Konvertierung des Synthesegases sowie der Schlacke			
Ziel	Erzeugung von heizwertreichem, schadstoffarmem Synthesegas und verglaster Schlacke aus aufbereiteten Siedlungsabfällen			
Besonderheiten	In der ersten Vergasungsstufe gebildete Teere sowie der Vergasungsrückstand werden vollständig in Synthesegas umgewandelt			
Behandlungskosten				
Störungen im Prozess				
Ursache Störungen				
Revisionsintervall				
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
EBS, Schredder-Leicht-Fraktion, Siedlungsabfall Holz, Biomasse	Korngröße	15-80 mm	Reaktions-mittel	Sauerstoff, Dampf
	Wassergehalt	10-14 %	Temperatur	700-850 °C Plasma > 5.000 °C
	Aschegehalt	14-18 %	Druck	5-10 mbar Unterdruck
	Homogenisierung	Aufbereitung	Durchsatz	2,5 Mg/d
	Heizwert	12-16 MJ/kg	VWZ	
			Hilfsmittel	
			Leistung thermisch	
			Leistung elektrisch	
Output				
fest	verglaste Schlacke			
flüssig				
gasförmig	Synthesegas			
Produktgasnutzung				
ist	Gasmotor			
geplant	Brennstoffzelle			

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	IMG - Integrated Multifuel Gasification		Entwicklungsstufe	3
Hersteller/ Anbieter	Bellwether Gasification Technologies Ltd.		Anzahl Referenzanlagen	2
			Kum. Betriebsstunden	3.000
Internet	www.bgt-online.de		Kum. Brennstoff-durchsatz	15.000 Mg
Ansprechpartner	Daniel Drechsler		Betrieben seit	
Mailadresse	daniel.drechsler@bgt-online.de		Patent erteilt?	
Telefon	+49-176-78768079		Standorte	Frankreich
Fax				Rumänien
Verfahren / Reaktor	Festbettvergaser mit Plasmakonditionierung			
Ziel	Inertisierung von Abfallfraktionen, Strom- und Wärmeproduktion			
Besonderheiten	1. Stufe Festbettvergaser: Erzeugung von Synthesegas 2. Stufe Plasmakonditionierung: Zerlegung von Teeren und toxischen Nanopartikeln			
Behandlungskosten	30 €/Mg Abfall			
Störungen im Prozess	Abweichende Betriebstemperaturen			
Ursache Störungen	Heizwertschwankungen des Inputmaterials			
Revisionsintervall	2 Jahre			
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
Hausmüll, Giftmüll, Altholz, Klärschlamm, Biomasse, Gemischte Abfälle, biologische Abfälle, Torf, Braunkohle	Korngröße	0-100 mm	Reaktionsmittel	Luft
	Wassergehalt	< 50 %	Temperatur	1.300 °C
	Aschegehalt	< 50 %	Druck	
	Homogenisierung	keine	Durchsatz	8-10 Mg/h
	Heizwert	> 5 MJ/kg	VWZ	
			Hilfsmittel	
			Leistung thermisch	50 MW
			Leistung elektrisch	16 MW
Output				
fest	Schlacke			
flüssig	Abwasser			
gasförmig	Synthesegas			
Produktgasnutzung				
ist	Kessel			
geplant	BHKW, Gasmotor			

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	Plasco Energy Phoenix Solutions Company	Entwicklungsstufe	3
Hersteller/ Anbieter	Plasco Energy Group Inc 1000 Innovation Drive, Suite 400, Ottawa	Anzahl Referenzanlagen	2
		Kum. Betriebsstunden	> 3.000 (Ottawa)
Internet	www.plascoenergygroup.com	Kum. Brennstoffdurchsatz	> 7.000 Mg
Ansprechpartner	Sharilyn McNaughton	Betrieben seit	
Mailadresse		Patent erteilt?	ja
Telefon	+1 (613) 591-9438	Standorte	Castel Galli, Spanien Ottawa, Kanada
Fax			
Verfahren / Reaktor	Autotherme Luftvergasung auf einem Schrägboden mit Nachbehandlung der Vergasungsprodukte durch Plasma in 2. Stufe		
Ziel	Erzeugung von schadstoffarmem Synthesegas und verglaste Schlacke aus aufbereiteten Siedlungsabfällen		
Besonderheiten	In der ersten Vergasungsstufe gebildete Teere und der Vergasungsrückstand werden in 2. Stufe in Synthesegas umgewandelt, Luftvorwärmung vor erster Stufe		
Behandlungskosten	149 USD/Mg (geschätzt)		
Störungen im Prozess			
Ursache Störungen			
Revisionsintervall			
Prozessbeschreibung			
Input	Vorbehandlung	Thermochemischer Prozess	
aufbereitete (inertstoffabgereicherte) Siedlungsabfälle	Korngröße		Reaktionsmittel
	Wassergehalt		Luft
	Aschegehalt		Temperatur
	Homogenisierung	Aufbereitung	Druck
	Heizwert		Durchsatz
			85 Mg/d
		VWZ	
		Hilfsmittel	
		Leistung thermisch	12 MW
		Leistung elektrisch	4,2 MW
Output			
fest	verglaste Schlacke		
flüssig	Kondensat		
gasförmig	Syngas		
Produktgasnutzung			
ist	Gasmotor		
geplant			

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	Shark Industries		Entwicklungsstufe	-
Hersteller/ Anbieter	Shark Industries		Anzahl Referenzanlagen	1
	Summerstrasse 31, Herrsching,DE 82211		Kum. Betriebsstunden	< 100 h
Internet			Kum. Brennstoffdurchsatz	
Ansprechpartner			Betrieben seit	
Mailadresse	info@s-i.ag		Patent erteilt?	
Telefon	+49 8152 396 42 00		Standorte	
Fax	+49 8152 396 21 98			
Verfahren / Reaktor	Sublimation durch Plasmareaktor			
Ziel	Sublimation von Abfällen und Energieumwandlung zur Strom- und Wärmeproduktion			
Besonderheiten				
Behandlungskosten				
Störungen im Prozess	Keine vollständige Sublimation, Probleme mit Rückständen, häufige Reaktorreinigung			
Ursache Störungen				
Revisionsintervall				
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
Misch- und Hausmüll, Problemmüll, Medizinabfälle und Giftmüll, biogene Stoffe	Korngröße		Reaktionsmittel	
	Wassergehalt		Temperatur	5.000 °C
	Aschegehalt		Druck	1-5 bar
	Homogenisierung		Durchsatz	150 kg/h
	Heizwert		VWZ	< 10 s
			Hilfsmittel	
			Leistung thermisch	
			Leistung elektrisch	
Output				
fest	Schlacke			
flüssig				
gasförmig	Synthesegas			
Produktgasnutzung				
ist	Turbine			
geplant				

6.4 Verölungungsverfahren

Verfahren	Dieselwest		Entwicklungsstufe	-
Hersteller/ Anbieter	Recenso GmbH Greuel 20 42897 Remscheid		Anzahl Referenzanlagen	1
			Kum. Betriebsstunden	4.000
Internet	www.recenso.eu		Kum. Brennstoffdurchsatz	6.000 Mg
Ansprechpartner	Christian Haupts		Betrieben seit	2012
Mailadresse	chaupts@recenso.eu		Patent erteilt?	
Telefon	+49-2191-42275-14		Standorte	Ennigerloh
Fax	+49-2191-42275-16			
Verfahren / Reaktor	Katalytische Drucklose Verölung (KDV)			
Ziel	Heiz- u. Kraftstoffherstellung (Diesel/Heizöl)			
Besonderheiten	Einstufiges Verfahren Wärmeerzeugung durch Reibung (Umwälzung der Reaktionsmasse durch Turbinen)			
Behandlungskosten	200 €/Mg (Planung inkl. Investition & Finanzierung)			
Störungen im Prozess	Input und Reststoffaustrag müssen optimiert werden			
Ursache Störungen	Inputvolumen zu hoch			
Revisionsintervall	Pilotanlage im Kampagnenbetrieb			
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
Ersatzbrennstoff, Kunststoffe, Klärschlamm, Biomasse (z.B. Altholz, Wood-Plastic-Composites, Sonnenblumenschalen, Rapsschrot)	Korngröße	< 30 mm	Reaktionsmittel	
	Wassergehalt	< 5 %	Temperatur	ca. 320 °C
	Aschegehalt	< 10 %	Druck	50-100 mbar Unterdruck
	Homogenisierung	ja	Durchsatz	6.000 Mg/a (je Linie geplant)
	Heizwert	> 20 MJ/kg	VWZ	3 min
			Hilfsmittel	Kalk, Katalysator, Fe ₂ O ₃
		Leistung thermisch		
		Leistung elektrisch		
Output				
fest	Anorganik, Kristalle, Salze, 10 bis 15% vom Input als Feststoff- und Ascheabscheidung			
flüssig	Mitteldestillate, ca. 400 l je Mg Input			
gasförmig	nur über Vakuumpumpe in geringen Mengen (keine Bilanzierung)			
Produktgasnutzung				
ist				
geplant				

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	Logoil	Entwicklungsstufe	3	
Hersteller/ Anbieter	Logmed Cooperation GmbH	Anzahl Referenzanlagen	1	
		Kum. Betriebsstunden	5.000	
Internet	www.logmed-coop.de	Kum. Brennstoffdurchsatz	160 Mg	
Ansprechpartner	Helmut Göldner	Betrieben seit		
Mailadresse	logmed@t-online.de	Patent erteilt?		
Telefon	+49-345-4780230	Standorte	Halle	
Fax	+49-345-4780233			
Verfahren / Reaktor	Katalytische Drucklose Verölung			
Ziel	Gewinnung synthetischer Öle durch Depolymerisation von Kunststoffabfällen			
Besonderheiten	Einstufiges Verfahren			
Behandlungskosten	25-39 €/Mg			
Störungen im Prozess				
Ursache Störungen				
Revisionsintervall				
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung	Thermochemischer Prozess		
Aufbereitete polyolefinische Kunststoffabfallgemische (z.B aus dem Gesundheitswesen)	Korngröße	30 - 60 mm	Reaktionsmittel	
	Wassergehalt	< 10 %	Temperatur	360 - 380 °C
	Aschegehalt	< 1 %	Druck	Umgebungsdruck
	Homogenisierung		Durchsatz	600 Mg/a
	Heizwert		VWZ	7-9 min
		Hilfsmittel	Zeolithkatalysator	
		Leistung thermisch		
		Leistung elektrisch		
Output				
fest	Feststoffe (Sumpf, Sand 3 -5 %), Wachs (10 - 40 %)			
flüssig	Leicht-, Schweröle, wässrige Phase (50 - 75 %)			
gasförmig	10-15 %			
Produktgasnutzung				
ist	zur Trocknung der Rohstoffe und Eigenenergieversorgung der Anlagen			
geplant				

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	KDV	Entwicklungsstufe	-	
Hersteller/ Anbieter	Alphakat GmbH Schulstraße 8 96155 Buttenheim	Anzahl Referenzanlagen	9	
		Kum. Betriebsstunden		
Internet		Kum. Brennstoffdurchsatz		
Ansprechpartner	Dr. Christian Koch	Betrieben seit		
Mailadresse	mail@alphakat.de	Patent erteilt?	DE10049377 A1	
Telefon	+49-9545-208	Standorte	u.A. Eppendorf	
Fax	+49-9545-950325			
Verfahren / Reaktor	Direktverflüssigung; Katalytische Drucklose Verölung (KDV)			
Ziel	Heiz u. Kraftstoffherstellung (Diesel/Heizöl)			
Besonderheiten	Teilweise Wärmeerzeugung durch Umwälzung der Reaktionsmasse in Turbine			
Behandlungskosten	0,23-0,25 €/Liter [KDV 2014]			
Störungen im Prozess				
Ursache Störungen				
Revisionsintervall				
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung	Thermochemischer Prozess		
NaWaRo, Kunststoffe, Gummi, Autoreifen, Altöle, Wachse und Fette, landwirtschaftliche Abfälle, Tierabfallprodukte, verdorbene Lebensmittel, Rohöl	Korngröße		Reaktionsmittel	
	Wassergehalt		Temperatur	
	Aschegehalt		Druck	
	Homogenisierung		Durchsatz	
	Heizwert		VWZ [h]	
			Hilfsmittel	Soda, Katalysator (Na-Al-Silikat)
			Leistung thermisch	
		Leistung elektrisch		
Output				
fest	Salze, Anorganik			
flüssig	Flüssigbrennstoff			
gasförmig				
Produktgasnutzung				
ist				
geplant				

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	Clyvia	Entwicklungsstufe	3
Hersteller/ Anbieter	Clyvia Technology GmbH	Anzahl Referenzanlagen	1
	Friedrich-List-Allee 10; 41844 Wegberg-Wildenrath	Kum. Betriebsstunden	
Internet	www.clyviatec.de	Kum. Brennstoffdurchsatz	
Ansprechpartner		Betrieben	2006-2009
Mailadresse	technical@clyviatec.de	Patent erteilt?	DE102005010151 B3
Telefon	+49 - 2432 - 893626	Standorte	Wegberg-Wildenrath
Fax	+49 - 2432 - 893625		
Verfahren / Reaktor	Fraktionierte Depolymerisation im Rührreaktor		
Ziel	Umwandlung von Kunststoff- und Ölabfällen zu heizöl-/diesel-ähnlichen Produkten		
Besonderheiten	Wirkungslosigkeit des Katalysators in Laborversuchen nachgewiesen		
Behandlungskosten			
Störungen im Prozess			
Ursache Störungen			
Revisions-intervall			
Prozessbeschreibung			
Input	Vorbehandlung	Thermochemischer Prozess	
Öle (Altöle, Trafoöl, Rohöl, Spülöl, Ölschlämme, Bilgenöl) Kunststoffe (PE, PP, PVC (max. 10%, PS)	Korngröße	< 10 mm	Reaktions-mittel
	Wassergehalt		Temperatur
	Aschegehalt		Druck
	Homogenisierung		Durchsatz
	Heizwert		VWZ
		Hilfsmittel	Additive Kalkhydrat, Soda (zur F- und Cl-Bindung)
		Leistung thermisch	
		Leistung elektrisch	
Output			
fest			
flüssig	90% Diesel und Heizöl, 5% bituminöse Nebenprodukte		
gasförmig	5% kurzkettige Kohlenwasserstoffe		
Produktgasnutzung			
ist	Prozessbeheizung		
geplant			

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

Verfahren	Syntrol		Entwicklungsstufe	3
Hersteller/ Anbieter	NILL-TECH GmbH Max Eythstr. 23, D-71088 Holzgerlingen		Anzahl Referenzanlagen	1
			Kum. Betriebsstunden	8.000
Internet	www.nill-tech.de		Kum. Brennstoffdurchsatz	
Ansprechpartner	Wolf Eberhard Nill		Betriebsstunden nach Jahren	
Mailadresse	info@nill-tech.de		Patent erteilt?	3 Patente
Telefon	+49-7031-43745-0		Standorte	Siehlbrugg
Fax	+49-7031-43745-19			
Verfahren / Reaktor	Thermolyse im Drei-Stufen-Reaktor			
Ziel	Gasöl und Kerosin, Rohstoffe für chemische Industrie			
Besonderheiten				
Behandlungskosten	150-200 €/Mg Abfall			
Erzeugungskosten Energie				
Störungen im Prozess				
Ursache Störungen	zu hoher Fremdstoffanteil			
Revisionsintervall	2 mal pro Jahr			
Prozessbeschreibung				
Input	Vorbehandlung		Thermochemischer Prozess	
Sortierte Kunststoff-abfälle (PE;PP,PS,PB): PE/PP/PB 75 - 100 %, PS/EPS 0 - 20 % PET/PA/PUR 0 - 5 %	Korngröße	30-40 mm	Reaktions-mittel	
	Wassergehalt	< 1 %	Temperatur	200-400 °C
	Aschegehalt	keine Vorgabe	Druck	drucklos
	Homogenisierung		Durchsatz	5.000 Mg/a
	Heizwert	> 30 MJ/kg	VWZ	
			Hilfsmittel	
			Leistung thermisch	
			Leistung elektrisch	
Output				
fest	Koks inkl. Störstoffe (z.B. Alu, Glas, Sand etc.)			
flüssig	Gasöl (Hauptfraktion), Kerosine/Benzinfraktion (Nebenfraktion)			
gasförmig	nicht kondensierbare Gase			
Produktgasnutzung				
ist	Produktgas wird in erster Linie für die Erzeugung der Prozesswärme eingesetzt			
geplant				

Literaturverzeichnis

- ADEME 2009 AGENCE DE L'ENVIRONNEMENT ET DE LA MAÎTRISE DE L'ENERGIE
TECHNICAL, ENVIRONMENTAL AND ECONOMIC ASSESSMENT OF PLASCOENERGY GROUP GASIFICATION
PROCESS USING PLASMA TORCHES, 2009
- ADEME 2012 C. DELAVELLE/AJI-EUROPE
ÉTAT DE L'ART DE LA PRODUCTION DE LIQUIDES OU DE GAZ À PARTIR DE DÉCHETS AUTRES QUE LES DÉ-
CHETS DE BIOMASSE PROPRE, 2012APP 2008 ADVANCED PLASMA POWER AND ITS GASPLASMA
PROCESS
ADVANCED PLASMA POWER LTD
2008
- APP 2014 ADVANCED PLASMA POWER LTD
ULR: [HTTP://WWW.ADVANCEDPLASMAPOWER.COM/REFERENCES-AND-PARTNERS/](http://www.advancedplasma.com/references-and-partners/)
STAND 26.03.2014
- AYUKAWA 2002 A. AYUKAWA, S. UNO S
UTILIZATION OF PYROLYSIS CHAR FROM MSW
2. I-CIPEC, JEJU, KOREA, SEPTEMBER 5-7, 2002, PROCEEDINGS ON CD
- BAUER 2009 M. BAUER, G. WACHTMEISTER
ENTSTEHUNG VON FORMALDEHYD IN MAGER-GASMOTOREN
MTZ - MOTORTECHNISCHE ZEITSCHRIFT, JULY 2009, VOLUME 70, ISSUE 7-8, PP 580-587
- BEHRENDT 2006 F. BEHRENDT, Y. NEUBAUER, K. SCHULZ-TÖNNIES, B. WILMES, N. ZOBEL
DIREKTVERFLÜSSIGUNG VON BIOMASSE – REAKTIONSMEECHANISMEN UND PRODUKTVERTEILUNGEN
STUDIE DER TU BERLIN FÜR DIE BUNDESANSTALT FÜR LANDWIRTSCHAFT UND ERNÄHRUNG, BERLIN
2006
- BERWEIN 1988 H.J. BERWEIN
WEITERENTWICKELT: SCHWELBRENNVERFAHREN
ENTSORGUNGSPRAXIS 6, 1988, S. 242-245
- BERWEIN 1990 H.J. BERWEIN, J. ERLECKE
EINSATZMÖGLICHKEITEN DER VERSCHWELUNG ALS HOMOGENISIERUNGSSTUFE IN DER THERMISCHEN
ABFALLVERWERTUNG, IN: K.J. THOMÉ-KOZMIENSKY (HRSG.): MÜLLVERBRENNUNG UND UMWELT 4
EF-VERLAG, BERLIN 1990, S. 225-245
- BEST 2008 J. BEST
EXAMINING THE WASTE-TO-ENERGY OPTION: BACKGROUND PAPER
RECYCLING COUNCIL OF BRITISH COLUMBIA
VANCOUVER, 2008
- BINDER 2014 S. BINDER
FRAUNHOFER-INSTITUT UMSICHT
PERSÖNLICHE MITTEILUNG, 11.04.2014
- BISCHOFBERGER W. BISCHOFBERGER, R. BORN
VERFAHRENS- UND UMWELTTECHNISCHE ANALYSE NEUER THERMISCHER PROZESSE IN DER ABFALL-
WIRTSCHAFT, PHASE I: PYROLYSE, BERICHTE AUS WASSERGÜTEWIRTSCHAFT UND GESUNDHEITSINGE-
NIEURWESEN
TECHNISCHE UNIVERSITÄT MÜNCHEN, 1989, S. 62-73
- BONIZZONI 2002 G. BONIZZONI, E. VASALLO
PLASMA PHYSICS AND TECHNOLOGY
INDUSTRIAL APPLICATIONS. VACUUM. 64. JG. 2002, NR. 3-4, S. 327-336

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

- BREF 2005 N.N.
INTEGRIERTE VERMEIDUNG UND VERMINDERUNG DER UMWELTVERSCHMUTZUNG (IVU)
BVT-MERKBLATT ÜBER BESTE VERFÜGBARE TECHNIKEN DER ABFALLVERBRENNUNG
- BUTTMANN 2011 M. BUTTMANN
KLIMAFREUNDLICHE KOHLE DURCH HYDROTHERMALE KARBONISIERUNG VON BIOMASSE
CHEMIE INGENIEUR TECHNIK 2011, 83, No. 11, 1890–1896
- CALIFORNIA 2007 CALIFORNIA INTEGRATED WASTE MANAGEMENT BOARD
NEW AND EMERGING CONVERSION TECHNOLOGIES REPORT TO THE LEGISLATURE
CALIFORNIA ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY, SACRAMENTO, 2007
- CEMEX 2013 CEMEX OSTZEMENT GMBH
ZIRKULIERENDE WIRBELSCHICHT - ZENTRALER TEIL DES SEKUNDÄRSTOFFKONZEPTES BEI CO₂
FIRMENPRÄSENTATION, RÜDERSDORF, 2013
- CHO 2008 PROJET CHO-POWER – MORCENX. PRODUCTION D ´ÉLECTRICITÉ PAR GAZÉFICATION
C.H.O. POWER, PROJEKTPRÄSENTATION, 2008
- CHO 2014 C.H.O. POWER, EUROPLASMA GROUP
URL: [HTTP://WWW.CHO-POWER.COM/EN/CHO-POWER-IN-MORCENX-FRANCE-A-FIRST-IN-EUROPE.HTML](http://www.cho-power.com/en/cho-power-in-morcenx-france-a-first-in-europe.html)
STAND 26.03.2014
- CLEMENS 2011 A. CLEMENS
HYDROTHERMALE CARBONISIERUNG – KONVERSIONSPROZESS ZUR BEREITSTELLUNG VON FESTBRENN-
STOFFEN AUS BIOGENEN RESTSTOFFEN
DBFZ-FACHGESPRÄCH „FESTE BIOMASSE“, LEIPZIG, 12. OKTOBER 2011
- CHAPMANN 2012 C. CHAPMAN, R. TAYLOR, R. RAY
THE GASPLASMATM PROCESS: ITS APPLICATION IN ENHANCED LANDFILL MINING
[HTTP://ELFM.EU/UPLOADS/ELFM/FILE_DC1E4BF9-56DD-447C-827B-4312698BA59E.PDF](http://elfm.eu/uploads/elfm/file_dc1e4bf9-56dd-447c-827b-4312698ba59e.pdf)
- CHAPMAN 2013 C. CHAPMANN
TRANSFORMATION OF SYNGAS DERIVED FROM LANDFILLED WASTE USING INNOVATIVE ADVANCED
CONVERSION TECHNOLOGY
INTERNATIONAL ACADEMIC SYMPOSIUM ON ENHANCED LANDFILL MINING, 14.-16.10.2013,
HOUTHAIEN-HELCHTEREN
- COLOMBANI 2014 A. COLOMBANI, M.G. IGLESIAS
STATE AID: COMMISSION AUTHORISES INVESTMENT AID FOR "ENERGY FROM WASTE" GASIFICATION
PLANT IN LAHTI, FINLAND, PRESSEMITTEILUNG DER EUROPÄISCHEN KOMMISSION, BRÜSSEL, 4. FEBRU-
AR 2014
- CON THERM 2004 N.N.
CON THERM – POWER PLANT WESTFALEN. HAMM, WEST GERMANY
POWER GEN INTERNATIONAL 2004, MAY 27, 2004, BARCELONA, SPANIEN
- CON THERM 2010 N.N.
CON THERM-ANLAGE IN HAMM WIRD NICHT WEITER BETRIEBEN
WESTFÄLISCHER ANZEIGER, HAMM, 11.MÄRZ 2010
- DGE 2010 N.N.
PYROLYSE-DREHROHRANLAGEN IN DER MÜLLENTSORGUNG
FIRMENSCHRIFT DGENGINEERING, MAI 2010
- DE FODOR 1911 E. DE FODOR
ELEKTRIZITÄT AUS KEHRICHT
NACHDRUCK DER MABEG GESELLSCHAFT FÜR ABFALLWIRTSCHAFT UND ENTSORGUNGSTECHNIK
ORIGINALVERÖFFENTLICHUNG IN BUDAPEST 1911

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

- DEL ALAMO G. DEL ALAMO, A. HART, A. GRIMSHAW
CHARACTERIZATION OF SYNGAS PRODUCED FROM MSW GASIFICATION AT COMMERCIAL-SCALE ENERGOS PLANTS. WASTE MANAGEMENT (32) 2012, 1835–1842
- DELAVELLE 2012 C. DELAVELLE
ETAT DE L'ART DE LA PRODUCTION DE LIQUIDES OU DE GAZ À PARTIR DE DÉCHETS AUTRES QUE LES DÉCHETS DE BIOMASSE PROPRE
STUDIE DER AJI EUROPE FÜR DIE ADEME (AGENCE DE L'ENVIRONNEMENT ET DE LA MAÎTRISE DE L'ENERGIE), 2012
- DIEPENSEIFEN 2011 K. DIEPENSEIFEN, R. KARPFF
BRENNSTOFF DAMPF RAUCHGAS
LÜHRS & RÖVER GMBH & CO. KG 2011
- DÖRING 2014 M. DÖRING
DER WELTMARKT FÜR ABFALLVERBRENNUNGSANLAGEN, IN: K. THOMÉ-KOZMIENSKY (HRSG.): STRATEGIE – PLANUNG – UMWELTRECHT, BAND 8
NEURUPPIN, TK VERLAG KARL THOMÉ-KOZMIENSKY, 2014, S.141
- DOUGLAS DOUGLAS, E.; WEBB, M.; DABORN, G.R.: THE PYROLYSIS OF WASTE AND PRODUCT ASSESSMENT
WARREN SPRING LABORATORY, STEVENAGE, HERB.
- DRECHSLER 2014 D. DRECHSLER
BELLWETHER GASIFICATION LTD.
PERSÖNLICHES GESPRÄCH AM 03.04.2014
- DUCHARME 2010 C. DUCHARME
TECHNICAL AND ECONOMIC ANALYSIS OF PLASMA-ASSISTED WASTE-TO-ENERGY PROCESSES
ABSCHLUSSARBEIT, COLUMBIA UNIVERSITY, 2010
- EBARA 1999 N.N.
PROSPECTS OF WASTE TREATMENT TECHNOLOGY IN THE 21ST CENTURY – FLUIDIZED-BED GASIFICATION COMBUSTION AND ASH MELTING SYSTEM.
EBARA CORPORATION 1999
- EEK 2011 N.N.
DAS VTC-VERFAHREN
ERDÖL ERDGAS KOHLE, 127. Jg. 2011, HEFT 12, S.477
- ENERGOS N.N.
ENERGY FROM WASTE - COMMERCIALY PROVEN ENERGY RECOVERY
FIRMENBROSCHÜRE ENERGOS HOLDING LTD., ST. HELIER, JERSEY
- ENERGOS 2013 N.N.
ENERGY FROM WASTE – A PROVEN SOLUTION
[HTTP://WWW.ENERG-GROUP.COM/MEDIA/291848/H2810_ENERGOS_BROCHURE_2012_1.PDF](http://www.energ-group.com/media/291848/h2810_energос_brochure_2012_1.pdf)
- ENERGOS 2014 [HTTP://WWW.ENERG-GROUP.COM/ENERGY-FROM-WASTE/THE-PROCESS/](http://www.energ-group.com/energy-from-waste/the-process/)
ABGERUFEN AM 20.03. 2014
- ENTECH 2014 [HTTP://WWW.ENTECH-RES.COM/WTGAS/](http://www.entech-res.com/wtgas/)
ABGERUFEN AM 20.03. 2014
- ENVIROTHERM 2013 ENVIROTHERM GMBH
REFERENCE LIST GASIFICATION TECHNOLOGIES – FIRMENSCHRIFT
ESSEN, 2013
- ENVIROTHERM 2014 ENVIROTHERM GMBH
[HTTP://WWW.ENVIROTHERM.DE](http://www.envirotherm.de)
ABGERUFEN AM 08.04.2014

- EYSSEN 2011 R. EYSSEN
ABFALLVERWERTUNG AUF JAPANISCH
UMWELTMAGAZIN, 1-2 (2011), S.64-66
- FABRY 2013 F. FABRY, C. REHMET, V. ROHANI, L. FULCHERI
WASTE GASIFICATION BY THERMAL PLASMA: A REVIEW
WASTE AND BIOMASS VALORIZATION, Jg. 2013, AUSGABE 3, S. 421-439
- FREDE 1996 M. FREDE, W. RUCKDESCHEL
PYROLYSEVERFAHREN ZUR RESTMÜLLBEHANDLUNG IN BAYERN
ZEITSCHRIFT FÜR UMWELTCHEMIE UND ÖKOTOXIKOLOGIE (UWSF), 1996, 9, No. 4, S. 207-212
- FRANZ 2008 M. FRANZ
TREIBSTOFFHERSTELLUNG AUS KUNSTSTOFFABFÄLLEN
MÜLL UND ABFALL, BAND 40 (2008) NR. 12, S. 609-616
- GBB 2013 GBB SOLID WASTE MANAGEMENT CONSULTANTS
GASIFICATION OF NON-RECYCLED PLASTICS FROM MUNICIPAL SOLID WASTE IN THE UNITED STATES
GERSHMAN, BRICKNER & BRATTON, INC., FAIRFAX 2013
- GERDES 2001 C. GERDES
PYROLYSE VON BIOMASSE-ABFALL: THERMOCHEMISCHE KONVERSION MIT DEM HAMBURGER-
WIRBELSCHICHTVERFAHREN
DISSERTATION, UNIVERSITÄT HAMBURG 2001
- GLASNER 2011 C. GLASNER, G. DEERBERG, H. LYKO
HYDROTHERMALE CARBONISIERUNG: EIN ÜBERBLICK
CHEMIE INGENIEUR TECHNIK 2011, 83, No. 11, S.1-13
- GOMEZ 2009 E. GOMEZ, D. AMUTHA RANI, C.R. CHEESEMAN, D. DEEGAN, M. WISE, A.R. BOCCACCINI
THERMAL PLASMA TECHNOLOGY FOR THE TREATMENT OF WASTES: A CRITICAL REVIEW
JOURNAL OF HAZARDOUS MATERIALS. 161 Jd., 2009, Nr. 2-3, S. 614-626
- GRANATSTEIN 2002 D.L. GRANATSTEIN,
CASE STUDY ON LAHDEN LAMPOW OIMA GASIFICATION PROJECT KYMIJÄRVI POWER STATION LAHTI
NATURAL RESOURCES CANADA/CANMET ENERGY TECHNOLOGY CENTRE (CETC) 2002
- HÄBLER 1995 G. HÄBLER (HRSG.)
THERMOSELCT – DER NEUE WEG, RESTMÜLL UMWELTGERECHT ZU BEHANDELN
2. AUFLAGE, VERLAG KARL GOERNER, KARLSRUHE 1995
- HEBERLEIN 2008 J.HEBERLEIN, A. MURPHY
THERMAL PLASMA WASTE TREATMENT. TOPICAL REVIEW.
JOURNAL OF PHYSICS: APPLIED PHYSICS. 053001. Jg., 2008, Nr. 41
- HEIL 1990 J. HEIL
STAND DER HAUSMÜLL-ENTGASUNGSTECHNIKEN (PYROLYSE) IN DER BUNDESREPUBLIK
IN: THOMÉ-KOZMIENSKY, K. J. (HRSG.): MÜLLVERBRENNUNG UND UMWELT, 4
EF-VERLAG FÜR ENERGIE- UND UMWELTECHNIK, BERLIN 1990
- HELSEN 2010 L. HELSEN, A. BOSMANS
WASTE-TO-ENERGY THROUGH THERMOCHEMICAL PROCESSES: MATCHING WASTE WITH PROCESS
1ST INT. SYMPOSIUM ON ENHANCED LANDFILL MINING. HOUTHALEN-HELCHTEREN, 2010
- HESELING 2002 W.M.M. HESSELING
CASE STUDY RCP BREMERHAVEN FACILITY
TNO-REPORT R 2002/125
- HONKOLA 2013 T. HONKOLA
FINNISH-SWEDISH FLAME DAYS, APRIL 17, 2013, JYVÄYKYLÄ, FINNLAND

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

- HORNUNG 2014 A. HORNUNG
ENERGETISCHE VERWERTUNG DER RÜCKSTÄNDE AUS BIOGASANLAGEN UND KOMPOSTIERWERKEN ZUR GESTEHUNG VON STROM, WÄRME UND BIOKOHLE
VORTRAG BEI DER BERLINER ABFALLWIRTSCHAFTS- UND ENERGIEKONFERENZ, 27.-28. JANUAR 2014
- HUANG 2007 H. HUANG, L. TANG
TREATMENT OF ORGANIC WASTE USING THERMAL PLASMA PYROLYSIS TECHNOLOGY
ENERGY CONVERSION AND MANAGEMENT. 48 JG. (2007) NR. 4., S. 1331-1337
- HZI 2011 N.N.
IMPROVEMENT OF EfW IN JAPAN
ISWA BEACON CONFERENCE, NOVEMBER 4, 2011
[HTTP://WWW.BEACON-WTE.NET/FILEADMIN/AVFALLSVERIGE/DOCUMENTATION_2011/4-3._SHIMODA.PDF](http://www.beacon-wte.net/fileadmin/avfallsverige/documentation_2011/4-3._SHIMODA.PDF)
- IEA 2009 N.N.
INTEGRATING ENERGY RECOVERY INTO SOLID WASTE MANAGEMENT SYSTEMS (2007-2009)
IEA BIOENERGY TASK 36 (2009) ACCOMPLISHMENTS FROM IEA BIOENERGY TASK 36
[HTTP://WWW.IEABIOENERGYTASK36.ORG/PUBLICATIONS_2007_2009.HTM](http://www.ieabioenergytask36.org/publications_2007_2009.htm)
- INERTAM 2014 INERTAM, EUROPLASMA GROUP
[HTTP://WWW.INERTAM.COM](http://www.inertam.com)
STAND 26.03.2014
- ISAKSSON 2012 J. ISAKSSON
KYMIJÄRVI II WASTE GASIFICATION PLANT
ADVANCED WTE TECHNOLOGIES, LAHTI, FINNLAND , MAY 8-9 2012
- ISWA 2000 JAPAN ENVIRONMENTAL FACILITIES MANUFACTURERS ASSOCIATION
MSW PYROLYSIS GASIFICATION & MELTING SYSTEM
TECHNICAL SHEET, ISWA 2000
- ITO 2006 T. ITO, H. HOSODA, K. SAKATA
OPERATION DATA OF GASIFICATION AND MELTING PLANT
4TH I-CIPEC, KYOTO, 26-29 SEPTEMBER 2006, PROCEEDINGS AUF CD-ROM
- JUNIPER 2008 JUNIPER CONSULTANCY
THE ALTER NRG / WESTINGHOUSE PLASMA GASIFICATION PROCESS
INDEPENDENT WASTE TECHNOLOGY REPORT, STANCOMBE, 2008
- KALTSCHMITT 2009 M. KALTSCHMITT, H. HARTMANN, H. HOFBAUER
ENERGIE AUS BIOMASSE – GRUNDLAGEN, TECHNIKEN, VERFAHREN
2. AUFLAGE, SPRINGER-VERLAG, BERLIN HEIDELBERG 2009
- KDV 2014 [HTTP://WWW.INNOVA-ENERGIE.COM/TECHNOLOGIEN/KDV?SHOWALL=1](http://www.innova-energie.com/technologien/kdv?showall=1)
ABGERUFEN AM 17.06.2014
- KIV 2014 [HTTP://WWW.KIV.SI/ATTACHMENTS/018_KIV_WtE_PLANT.PDF](http://www.kiv.si/attachments/018_KIV_WtE_PLANT.PDF)
ABGERUFEN AM 20.03.2014
- KIVELA 2006 M. KIVELA
LAHTI ENERGIA OY 2006
[HTTP://WWW.PALMENIA.HELSINKI.FI/REPLASTFINEST/WS3/MATTI%20KIVEL%C3%A443GASIFIER_IN_ENGLISH_SHORT%200906.PDF](http://www.palmenia.helsinki.fi/replastfinest/ws3/MATTI%20KIVEL%C3%A443GASIFIER_IN_ENGLISH_SHORT%200906.PDF)
- KLEMM 2009 M. KLEMM, M. KALTSCHMITT, D. THRÄN, C. VIEHMANN
HYDROTHERMALE CARBONISIERUNG IM VERGLEICH ZU ANDEREN VERFAHREN ZUR ENERGETISCHEN NUTZUNG NASSER BIOMASSE
FACHTAGUNG „ENERGIE UND ROHSTOFFE AUS LANDWIRTSCHAFTLICHEN RESTSTOFFEN – HYDROTHER-

- MALE CARBONISIERUNG EIN GEEIGNETES VERFAHREN?“
JOHANN HEINRICH VON THÜNEN-INSTITUT (VTI), BERLIN, 5.MÄRZ 2009
- KNOEF 2012 H.A.M. KNOEF (ED.)
HANDBOOK OF BIOMASS GASIFICATION
BTG BIOMASS TECHNOLOGY GROUP BV, ENSCHEDE 2012
- KOBELCO 2013 N.N.
WASTE TREATMENT – FLUIDIZED BED GASIFICATION AND AND MELTING FURNACE
[HTTP://WWW.KOBELCO-ECO.CO.JP/ENGLISH/PRODUCT/HAIKIBUTUSHORI/RYUDO_Q3.HTML](http://www.kobelco-eco.co.jp/english/product/haikibutushori/ryudo_q3.html)
- KOPF 2014 [HTTP://WWW.KOPF-VERW.DE/SYNGAS.HTML](http://www.kopf-verw.de/syngas.html)
ABGERUFEN AM 25.03.2014
- KRÄMER 2010 P.KRÄMER, G.WALTER, DR.T.MAMIYA, PROF.DR.S.FLAMME
ABFALLWIRTSCHAFT IN JAPAN - INTENSIVE RECYCLINGAKTIVITÄTEN TROTZ HOHER VERBRENNUNGSK-
JAPAZITÄTEN
MÜLL UND ABFALL (4) 2010
- LAMERS 2013 F. LAMERS, E. FLECK, L. PELLONI, B. KAMUK
ISWA WHITE PAPER ON ALTERNATIVE WASTE CONVERSION TECHNOLOGIES
ISWA WORKING GROUP ON ENERGY RECOVERY 2013
- MARTIN 2012 J. MARTIN
MÄRKTE FÜR ABFALLVERBRENNUNGSANLAGEN, , IN: K. THOMÉ-KOZMIENSKY (HRSG.): STRATEGIE -
PLANUNG – UMWELTRECHT, BAND 6, NEURUPPIN, TK VERLAG KARL THOMÉ-KOZMIENSKY, 2012, S.
21
- MARTIN 2013 J. MARTIN
ABFALLVERBRENNUNG IM 21. JAHRHUNDERT: ENERGIEEFFIZIENTE UND KLIMAFREUNDLICHE RECYC-
LINGANLAGE UND SCHADSTOFFSENKE, IN: K. THOMÉ-KOZMIENSKY (HRSG.): STRATEGIE - PLANUNG –
UMWELTRECHT, BAND 7, NEURUPPIN, TK VERLAG KARL THOMÉ-KOZMIENSKY, 2013, S. 84
- MEIER 2014 M. MEIER, K. SCHMID, S. HEGER
PYROLYSEVERFAHREN IN BURG AU – EINE BETRACHTUNG AUS SICHT DER ÜBERWACHUNGSBEHÖRDE
ENERGIE AUS ABFALL, TK VERLAG, NEURUPPIN, 2014
- MITSUI 2004 N.N.
MITSUI RECYCLING 21 – PYROLYSIS GASIFICATION & MELTING PROCESS (TOYOHASHI R21 PLANT)
BESUCHERINFORMATIONEN-SCHRIFT 2004
- MCINTYRE 1974 A.D. MCINTYRE, M.M. PAPIĆ
PYROLYSIS OF MUNICIPAL SOLID WASTE
CAN. J. CHEM. ENG., VOL. 52, NO. 4 (1974) P. 263
- MÖLLER 2011 R. MÖLLER
ECOLOOP: VERGASUNG – BRENNGASHERSTELLUNG UND VERWERTUNG VON PROBLEMSTOFFEN
VORTRAG INTERNATIONALE FACHMESSE & KONFERENZ WASTE-TO-ENERGY, BREMEN, 18.-19. MAI
2011
- MORRIN 2012 S. MORRIN, P. LETTIERI, C. CHAPMAN, L. MAZZEI
TWO-STAGE FLUID BED-PLASMA GASIFICATION PROSESS FOR SOLID WASTE VALORISATIO: TECHNICAL
REVIEW AND PRELIMINARY THERMODYNAMIC MODELLING OF SULPHUR EMISSIONS
WASTE MANAGEMENT, 32 (2012) 676 – 684
- NAGAYAMA 2010 S. NAGAYAMA
HIGH ENERGY EFFICIENT THERMAL WTE PLANT FOR MSW RECYCLING

- ISWA WORLD CONGRESS, HAMBURG, NOVEMBER 2010
[HTTP://WWW.ISWA.ORG/UPLOADS/TX_ISWAKNOWLEDGEBASE/NAGAYAMA.PDF](http://www.iswa.org/uploads/tx_iswaknowledgebase/nagayama.pdf)
- NISHINO 2009 M. NISHINO, S. NISHIMURA, M. KATAFUCHI
WASTE MELTING SYSTEMS OFFERED BY JFE ENGINEERING
JFE TECHNICAL REPORT No. 13, MAY 2009
- OBERMEIER 2001 T. OBERMEIER
EIGNUNG DER SVZ-TECHNOLOGIE FÜR DIE VERWERTUNG VON KOMMUNALEN RESTABFÄLLEN
IN: THOMÉ-KOZMIENSKY, K. J. (HRSG.): REFORMBEDARF IN DER ABFALLWIRTSCHAFT
TK VERLAG KARL THOMÉ-KOZMIENSKY, NEURUPPIN, 2001, S. 775-786
- ORTNER 1995 J. ORTNER, G. HENSLER
BEURTEILUNG VON KUNSTSTOFFBRÄNDEN. BEI EINER STÖRUNG DES BESTIMMUNGSGEMÄßEN BETRIEBS
ENTSTEHENDE STOFFE NACH DEN ANHÄNGEN II-IV DER 12. BImSchV
BAYERISCHES LANDESAMT FÜR UMWELTSCHUTZ, LFU. Az: 1/7-1515-21294, 1995
- OUTOTEC 2014 [HTTP://WWW.OUTOTEC.COM/EN/ABOUT-US/OUR-TECHNOLOGIES/FLUIDIZED-BED-FOR-ENERGY1/](http://www.outotec.com/en/about-us/our-technologies/fluidized-bed-for-energy1/)
ABGERUFEN AM 20.03.2014
- PALONEN 1998 J. PALONEN, M. NIEMINEN, E. BERG
THERMIE DEMONSTRATES BIOMASS CFB GASIFIER AT LAHTI
MODERN POWER SYSTEMS, 18 (1998), 37 – 42
- PLASCO 2008 PLASCO ENERGY GROUP
WTERT BI-ANNUAL MEETING
COLUMBIA UNIVERSITY, 2008
- PLASCO 2011 PLASCO ENERGY GROUP
FINAL ASSESSMENT REPORT
2011
- PLASCO 2014 PLASCO ENERGY GROUP
[HTTP://WWW.PLASCOENERGYGROUP.COM/OUR-TECHNOLOGY/THE-PLASCO-PROCESS/](http://www.plascoenergygroup.com/our-technology/the-plasco-process/)
ABGERUFEN AM 26.03.2014
- PRUCKNER 2008 E. PRUCKNER
PYROLYSE – URSACHEN FÜR ERFOLG UND SCHEITERN, IN: M. FAULSTICH, P. QUICKER [HRSG.]: VER-
FAHREN & WERKSTOFFE FÜR DIE ENERGIETECHNIK: BAND 4, BIOMASSE & ABFALL – REGIONALE
BRENNSTOFFE RICHTIG NUTZEN, DORNER PRINTCONCEPT, SULZBACH-ROSENBERG, 2008
- PSC 2014 PHOENIX SOLUTIONS COMPANY
[HTTP://WWW.PHOENIXSOLUTIONSCO.COM/ENERGYPRODUCTION.HTML](http://www.phoenixsolutionsco.com/energyproduction.html)
STAND 26.03.2014
- PYREG N.N.
PYREG 500 - KARBONISIERUNGSANLAGE
FIRMENPROSPEKT DER PYREG GMBH, DÖRTH
- RAMKE 2011 H.-G. RAMKE
HTC-BIOKOHLE AUS ORGANISCHEN ABFÄLLEN
BIOKOHLE – KLIMARETTER/MOGELPACKUNG - 72. SYMPOSIUM DES ANS
BERLIN, 05.-06. OKTOBER 2011
- REIMANN 1991 D.O. REIMANN (HRSG.)
ROSTFEUERUNGEN ZUR ABFALLVERBRENNUNG
EF-VERLAG FÜR ENERGIE- UND UMWELTECHNIK, BERLIN 1991

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

- RICHERS 1996 U. RICHERS, B. BERGFELDT
DAS SIEMENS SCHWEL-BRENN-VERFAHREN, WISSENSCHAFTLICHE BERICHTE FZKA 5826
FORSCHUNGSZENTRUM KARLSRUHE GMBH, KARLSRUHE 1996
- RÖTHLEIN 2006 B. RÖTHLEIN
ZAUBERKOHLE AUS DEM DAMPFKOCHTOPF
MAXPLANCKFORSCHUNG 2/2006, S. 20
- ROTH 1990 L. ROTH, U. WELLER
CHEMIEBRÄNDE - BRANDTABELLEN, FALLBEISPIELE, RISIKEN UND VORSORGEABMAßNAHMEN
ECOMED VERLAGSGESELLSCHAFT MBH, LANDSBERG, 1990
- RYMSA 1977 K.-H. RYMSA
MÜLLPYROLYSE NACH DEM DESTRUGAS-VERFAHREN, IN: THOMÉ-KOZMIENSKY, K. J. (HRSG.): AB-
FALLWIRTSCHAFT IN FORSCHUNG UND PRAXIS – NEUE TECHNOLOGIEN ZUR ABFALLBESEITIGUNG,
BAND 2
ERICH SCHMIDT VERLAG, BERLIN, 1977, S. 87-111
- SANDQUIST 2011 J. SANDQUIST
SMALL-SCALE WASTE GASIFICATION. SINTEF
[HTTP://WWW.IEATASK33.ORG/APP/WEBROOT/FILES/FILE/2011/NORWAY.PDF](http://www.ieatask33.org/app/webroot/files/file/2011/Norway.pdf)
- SCHINGNITZ 1993 M. SCHINGNITZ, H. LORSON, P. GÖHLER
DIE VERWERTUNG VON REST- UND ABFALLSTOFFEN DURCH DRUCKVERGASUNG IN DER FLUGWOLKE
ABFALLWIRTSCHAFTS-JOURNAL 5 (1993) 10
- SCHINGNITZ 1994 M. SCHINGNITZ
DARSTELLUNG DES NOELL-KONVERSIONSVERFAHRENS
IN: J. CARL, P. FRITZ: NOELL-KONVERSIONSVERFAHREN ZUR VERWERTUNG UND ENTSORGUNG VON
ABFÄLLEN. BERLIN: EF-VERLAG FÜR ENERGIE- UND UMWELTECHNIK GMBH, 1994, S. 24-53
- SCHOLZ 2001 R. SCHOLZ, M. BECKMANN, F. SCHULENBURG
ABFALLBEHANDLUNG IN THERMISCHEN VERFAHREN – VERBRENNUNG, VERGASUNG, PYROLYSE, VER-
FAHRENS- UND ANLAGENKONZEPTE
B.G. TEUBNER VERLAG STUTTGART 2011
- SCUR 2005 P. SCUR
HERSTELLUNG EINES KOSTENGÜNSTIGEN BRENNSTOFFS FÜR DIE ZEMENTHERSTELLUNG DURCH DIE VER-
GASUNG VON ABFÄLLEN IN EINER ZWS
CEMEX DEUTSCHLAND AG, KONFERENZBEITRAG, 2005
- SCUR 2014 P. SCUR
PERSÖNLICHER SCHRIFTVERKEHR IM RAHMEN DER DATENRECHERCHE ZUR STUDIE
CEMEX DEUTSCHLAND AG, 2014
- SEIFERT 2001 H. SEIFERT
VERGASUNGSTECHNOLOGIEN FÜR ABFALL
IN: THOMÉ-KOZMIENSKY, K. J. (HRSG.): REFORMBEDARF IN DER ABFALLWIRTSCHAFT
TK VERLAG KARL THOMÉ-KOZMIENSKY, NEURUPPIN, 2001, S. 767
- SERFASS 2014 K. SERFASS
EMISSIONSDATEN VON HTC – ANLAGEN
VORTRAG BEIM ARBEITSGRUPPENTREFFEN ZUR RICHTLINIE VDI 3933, BERLIN, 13. FEBRUAR 2014
- SIEMENS AG 1996 N.N.
EIN GANG DURCH DIE SCHWEL-BRENN-ANLAGE FÜRTH
INFORMATIONSBROSCHÜRE DER SIEMENS AG, 1996

Sachstand zu den alternativen Verfahren für die thermische Entsorgung von Abfällen

- SIEMENS AG 1997 N.N.
DIE SCHWEL-BRENN-ANLAGE – EINE VERFAHRENSBESCHREIBUNG
INFORMATIONSBROSCHÜRE DER SIEMENS AG, 1997
- SHINAGAWA 2013 T. SHINAGAWA
PERSÖNLICHE MITTEILUNG, NOVEMBER 2013
- SPANTIG 2010 A. SPANTIG
PRÄSENTATION DER VERSUCHSERGEBNISSE AUS DER VTC-BEHANDLUNG VON GRÜNSCHNITT
FA. HYDROCARB GMBH 2010
- SPINDELDREHER 2004 O. SPINDELDREHER, N. USDROWSKI, R. HAUK
CON THERM - THERMISCHE ABFALLVERWERTUNG IM KRAFTWERK, IN: M. FAULSTICH, B. BILITEWSKI,
A. I. URBAN (HRSG.): TAGUNGSBAND ZUR 9. FACHTAGUNG THERMISCHE ABFALLBEHANDLUNG
SCHRIFTENREIHE DES FACHGEBIETES ABFALLTECHNIK DER UNIVERSITÄT KASSEL, KASSEL 2004
- STAMMBACH 1999 M.R. STAMMBACH
RCP – STAND DER ERKENNTNISSE AUS DER ANLAGE BREMERHAVEN
FACHTAGUNG ZUM 25-JÄHRIGEN JUBILÄUM DES VBSA BASEL, 28.-29. 10. 1999
- STEINER 2002 C. STEINER, O. KAMEDA, T. OSHITA , T. SATO
FLUIDIZED BED GASIFICATION: ATMOSPHERIC 2 x 225 T/D FOR SHREDDING RESIDUES RECYCLING AND
TWO-STAGE PRESSURIZED 30 T/D FOR AMMONIA SYNTHESIS FOR WASTE PLASICS
THE 2ND INTERNATIONAL SYMPOSIUM ON FEEDSTOCK RECYCLING OF PLASTICS, OOSTENDE, 9. SEPT.
2002
- SUZUKI 2011 A.SUZUKI, S.NAGAYAMA
HIGH EFFICIENCY WtE POWER PLANT USING HIGH-TEMPERATURE GASIFYING AND DIRECT MELTING
FURNACE
PROCEEDINGS SARDINA 2011, THIRTEENTH INTERNATIONAL WASTE MANAGEMENT AND LANDFILL
SYMPOSIUM, CAGLIARI/ITALY, 2011
- SVZ 2003 N.N.
SVZ SEKUNDÄRROHSTOFF-VERWERTUNGSZENTRUM SCHWARZE PUMPE GMBH - ABFALLVERWERTUNG
[HTTP://: WWW.SVZ-GMBH.DE](http://www.svz-gmbh.de)
ABGERUFEN AM 12.06.2003
- TABASARAN 1977 O. TABASARAN, G. BESEMER, E.THOMANETZ
PYROLYSE ORGANISCHER ABFÄLLE ALS BEHANDLUNGSMETHODE UND ALS MÖGLICHKEIT ZUR GEWIN-
NUNG VON ENERGIE UND ROHSTOFFEN
MÜLL UND ABFALL 10 (1977), S. 293
- TABATA 2013 T.TABATA
WASTE-TO-ENERGY INCINERATION PLANTS AS GREENHOUSE GAS REDUCERS: A CASE STUDY OF SEVEN
JAPANESE METROPOLISES
WASTE MANAGEMENT & RESEARCH 31 (11) 1110-1117
- TAKUMA 2014 JAPANISCHES UMWELTMINISTERIUM
[WWW.ENV.GO.JP/RECYCLE/CIRCUL/VENOUS_INDUSTRY/EN/SKILL_PDF/T052.PDF](http://www.env.go.jp/recycle/circul/venous_industry/en/skill_pdf/t052.pdf)
STAND: 06.07.2014
- TANAGAKI 2012 N. TANAGAKI, K. MANAKO, M. OSADA
CO-GASIFICATION OF MUNICIPAL SOLID WASTE AND MATERIAL RECOVERY IN A LARGE-SCALE GASIFICA-
TION AND MELTING SYSTEM,
WASTE MANAGEMENT 32 (2012), 667 – 675
- TANIGAKI 2013 N. TANIGAKI, Y.FUJINAGA, H.KAJIYAMA, Y.ISHIDA
OPERATING AND ENVIRONMENTAL PERFORMANCES OF COMMERCIAL-SCALE WASTE GASIFICATION AND

- MELTING TECHNOLOGY
WASTE MANAGEMENT & RESEARCH 31 (11) 1118-1124
- TAYLOR 2013 R. TAYLOR, C. CHAPMAN, A. FARAZ
TRANSFORMATIONS OF SYNGAS DERIVED FROM LANDFILLED WASTES USING THE GASPLASMA PROCESS
2ND INTERNATIONAL ACADEMIC SYMPOSIUM ON ENHANCED LANDFILL MINING •
HOUTHALEN-HELCHTEREN , 2013
- TETRONICS 2014 TETRONICS INTERNATIONAL
URL: [HTTP://WWW.TETRONICS.COM/WASTE-ENERGY.ASPX](http://www.tetronics.com/waste-energy.aspx)
STAND 26.03.2014
- THOMÉ 1979 K. THOMÉ -KOZMIENSKY, J. HEIL, K.L. LINK, J. SEGEBRECHT
PROZESSGESTALTUNG ABFALLPYROLYSE - UNTERSUCHUNGEN ÜBER DIE ENTGASUNG VON
ABFÄLLEN IN EINEM KONTINUIERLICH BETRIEBENEN SCHACHTREAKTOR
UMWELTFORSCHUNGSPLAN DES BUNDESMINISTERIUM DES INNERN, BERLIN, 1979
- THOMÉ 1985 K. THOMÉ –KOZMIENSKY (HRSG.)
PYROLYSE VON ABFÄLLEN
EF-VERLAG, BERLIN, 1985
- THOMÉ 1994 K. THOMÉ –KOZMIENSKY (HRSG.)
THERMISCHE ABFALLBEHANDLUNG
EF-VERLAG, BERLIN, 1994
- THOMÉ 1998 K.J. THOMÉ-KOZMIENSKY
KLÄRSCHLAMMENTSORGUNG
TK VERLAG KARL THOMÉ-KOZMIENSKY, NEURUPPIN, 1998, S. 560-563
- TOKYO 2013 N.N.
WASTE REPORT 2013
CLEAN ASSOCIATION OF TOKYO 23
- TORCHPROCESS 2014 TORCH&PROCESS, EUROPLASMA GROUP
URL: [HTTP://WWW.TORCHPROCESS.COM/EN/SERVICES-A-SUPPORT/PLASMA-SYSTEMS.HTML](http://www.torchprocess.com/en/services-a-support/plasma-systems.html)
STAND 26.03.2014
- TROITZSCH 1981 J. TROITZSCH, H.-D. BEENKEN, H.-J. BÖNOLD, M. RIEBER
BRANDVERHALTEN VON KUNSTSTOFFEN - GRUNDLAGEN, VORSCHRIFTEN, PRÜFVERFAHREN
CARL HANSER VERLAG, MÜNCHEN, 1981
- TUKKER 1999 TUKKER, DE GROOT, SIMONS, WIEGERSMA
CHEMICAL RECYCLING OF PLASTIC WASTE (PVC AND OTHER RESINS) TNO-REPORT STB-99-55 FINAL-
NETHERLANDS ORGANISATION FOR APPLIED SCIENTIFIC RESEARCH, DELFT 1999, S. 19-22
- VACCANI 2014 A.C. VACCANI
INTERNATIONALE MÄRKTE FÜR ALTERNATIVE VERFAHREN UND STRATEGIEN DER WICHTIGSTEN
MARKTTTEILNEHMER, VORTRAG BERLINER ABFALLWIRTSCHAFTS- UND ENERGIEKONFERENZ, 28. JANU-
AR 2014
- VDI 3460 KOMMISSION REINHALTUNG DER LUFT IM VDI UND DIN – NORMENAUSSCHUSS KRDL (HRSG.)
VDI 3460 – EMISSIONSMINDERUNG – THERMISCHE ABFALLBEHANDLUNG
BEUTH VERLAG, BERLIN 2014
- VON ROLL 1999 N.N.
VON ROLL RCP-VERFAHREN MIT HSR ALS OPTION,
FIRMENSCHRIFT, ZÜRICH, 1999
- WALLMANN 2011 R. WALLMANN, C. AHLBORN
STABILITÄT UNTERSCHIEDLICH AUFBEREITETER BIOMASSE

BIOKOHLE – KLIMARETTER/MOGELPACKUNG - 72. SYMPOSIUM DES ANS
BERLIN, 05.-06. OKTOBER 2011

- WARNECKE 1991 R. WARNECKE, M. ERZ
PYROLYSEATLAS – ÜBERBLICK ÜBER VERFAHREN ZUR PYROLYTISCHEN ABFALLBEHANDLUNG
UNIVERSITÄT DUISBURG, FACHBEREICH MASCHINENBAU, FACHGEBIET THERMODYNAMIK, DUISBURG
1991
- WEINSTEIN 1976 J. WEINSTEIN, F. TORO
THERMAL PROCESSING OF MUNICIPAL SOLID WASTE FOR RESOURCE AND ENERGY RECOVERY
ANN ARBOR SCIENCE PUBLISHERS, 1976
- WESTINGHOUSE 2014 WESTINGHOUSE PLASMA: GASIFIERS MODELS.
URL: WWW.WESTINGHOUSE-PLASMA.COM
STAND: 26.03.2014
- WIEZORKOWSKI 2012 S. WIEZORKOWSKI
UNTERSUCHUNG DER KATALYTISCHEN DRUCKLOSEN VERÖLUNG VON RESTSTOFFSTRÖMEN
MASTERARBEIT AN DER RWTH AACHEN, AACHEN 2012
- WILLNER 2009 T. WILLNER
GUTACHTEN ZUR KATALYTISCHEN DRUCKLOSEN VERÖLUNG (KDV-VERFAHREN) DER FIRMA ALPHA-
KAT
GUTACHTEN DER HAW HAMBURG FÜR DIE FREIE HANSESTADT HAMBURG, HAMBURG 2009
- WOOD 2013 S. WOOD, M. FANNING, M. VENN, K. WHITING
REVIEW OF STATE-OF-THE-ART WASTE-TO-ENERGY TECHNOLOGIES, STAGE TWO – CASE STUDIES
WSP HOUSE, LONDON 2013
- SUZUKI 2011 A. ZUZUKI, S. NAGAYAMA
HIGH EFFICIENCY WTE POWER PLANT USING HIGH-TEMPERATURE GASIFYING AND DIRECT MELTING
FURNACE
13TH INTERNATIONAL WASTE MANAGEMENT AND LANDFILL SYMPOSIUM
S. MARGHERITA DI PULA, CAGLIARI, OCTOBER 3 – 7, 2011

Abkürzungen

ASR	AUTO SHREDDER RESIDUE
BHKW	BLOCKHEIZKRAFTWERK
BSNG	BIO SUBSTITUTE NATURAL GAS ("BIO-ERDGAS")
BREF	BVT- REFERENZ DOKUMENT
BtL	BIOMASS TO LIQUID
BVT	BESTE VERFÜGBARE TECHNIK
CSB	CHEMISCHER SAUERSTOFFBEDARF (SUMMENPARAMETER FÜR ALLE IM WASSER OXIDIERBAREN STOFFE)
DMS	DIRECT MELTING SYSTEM
EBS	ERSATZBRENNSTOFF
FE-METALLE	EISEN-METALLE
GT	GASTURBINE
HCL	CHLORWASSERSTOFF
HSR-VERFAHREN	HOCHTEMPERATUR SCHMELZ-REDOX- VERFAHREN
HTC	HYDROTHERMALE KARBONISIERUNG (C VON ENGL. „CARBONIZATION“)
HTP	HOCHTEMPERATUR-PYROLYSE
HTU	HYDROTHERMALE VERFLÜSSIGUNG (WÖRTL. VON ENGL. „HYDROTHERMAL UPGRADING“)
HTV	HYDROTHERMALE VERGASUNG
KS	KLÄRSCHLAMM
KW	KRAFTWERK, KOHLENWASSERSTOFFE
MSW	MUNICIPAL SOLID WASTE (FESTER SIEDLUNGSABFALL)
MTP	MITTELTEMPERATUR-PYROLYSE
NE-METALLE	NICHTEISEN-METALLE
NTK	NIEDERTEMPERATURKONVERTIERUNG
NTP	NIEDERTEMPERATUR-PYROLYSE
NTTT	NEW THERMAL TREATMENT TECHNOLOGIES (ALTERNATIVE THERMISCHE VERFAHREN)
PB	POLYBUTYLEN/POLYBUTEN
PE	POLYETHYLEN/POLYETHEN
PP	POLYPROPYLEN/POLYPROPEN
PVC	POLYVINYLCHLORID
RCP	RECYCLED CLEAN PRODUCTS (-VERFAHREN)
RME	RAPSÖL-METHYLESTER ("BIODIESEL")
SCR	SELEKTIVE KATALYTISCHE REDUKTION
SNCR	SELEKTIVE NICHT-KATALYTISCHE REDUKTION
SVZ	SEKUNDÄRROHSTOFF-VERWERTUNGSZENTRUM (SCHWARZE PUMPE)
TCR	THERMO-KATALYTISCHES REFORMING
TDF	TIRE DERIVED FUEL (BRENNSTOFF AUS REIFENRÜCKSTÄNDEN)
TDH	THERMO-DRUCK-HYDROLYSE
TM	TROCKENMASSE
TPD	(METRIC) TONS PER DAY (METRISCHE TAGESTONNEN)
TR	TROCKENRÜCKSTAND
TS	TROCKENSUBSTANZ
VTC	VAPOTHERMALE CARBONISIERUNG
VTT	TECHNICAL RESEARCH CENTRE OF FINLAND (VALTION TEKNILLINEN TUTKIMUSKESKUS)
WTE	WASTE-TO-ENERGY(-ANLAGE) (MÜLLVERBRENNUNGSANLAGE)
VWZ	VERWEILZEIT
WW	WASTE WATER (ABWASSER)

Abbildungsverzeichnis

ABBILDUNG 2.1:	THERMOCHEMISCHE PROZESSE IM ÜBERBLICK.....	15
ABBILDUNG 2.2:	PYROLYSE UND VERGASUNG IM VEREINFACHTEN ÜBERBLICK.....	16
ABBILDUNG 2.3:	PRODUKTSPEKTRUM BEI DER PYROLYSE VON HOLZ IN ABHÄNGIGKEIT VON TEMPERATUR UND VERWEILZEIT.....	17
ABBILDUNG 2.4:	VORGÄNGE UND TEMPERATURABHÄNGIGKEIT DER PYROLYTISCHEN ZERSETZUNG VON CELLULOSE.....	18
ABBILDUNG 2.5:	TEMPERATUR- UND DRUCKABHÄNGIGKEIT FÜR DIE HYDRIERENDE VERGASUNGSREAKTION UND DIE HETEROGENE WASSERGASREAKTION.....	20
ABBILDUNG 2.6:	PLASMAERZEUGUNG MITTELS NICHT ÜBERTRAGENEM UND ÜBERTRAGENEN LICHTBOGEN.....	21
ABBILDUNG 2.7:	HYDROTHERMALE KARBONISIERUNG. LINKS: EDUKT; MITTE: PRODUKT; RECHTS: (ANDERES) PRODUKT VERGRÖßERT.....	25
ABBILDUNG 3.1:	SCHEMA DES IHI PYROLYSIS GASIFICATION AND MELTING SYSTEMS.....	28
ABBILDUNG 3.2:	VERFAHRENSFLIEßBILD DES SCHWEL-BRENN-VERFAHRENS AM BEISPIEL DER ANLAGE FÜRTH.....	29
ABBILDUNG 3.3:	VERFAHRENSSCHEMA DES SCHWEL-BRENN-VERFAHRENS DER SIEMENS AG.....	30
ABBILDUNG 3.4:	KONVERSIONSTROMMEL DES SCHWEL-BRENN-VERFAHRENS.....	31
ABBILDUNG 3.5:	SCHMELZGRANULAT AUS DEM SIEMENS SCHWEL-BRENN-PROZESS.....	32
ABBILDUNG 3.6:	SCHWEL-BRENN-ANLAGE IN FÜRTH.....	33
ABBILDUNG 3.7:	PYROLYSETROMMEL VON AUBEN UND ANORDNUNG DER DAMPFBEHEIZTEN ROHRE IM INNEREN DER PYROLYSETROMMEL IN DER MES R21 ANLAGE TOYOHASHI.....	34
ABBILDUNG 3.8:	FLIEßBILD MIT VERFAHRENSERLÄUTERUNGEN DER MES R21 ANLAGE IN TOYAHASHI.....	35
ABBILDUNG 3.9:	ILLUSTRATION DER MES R21 ANLAGE IN TOYAHASHI.....	35
ABBILDUNG 3.10:	ANSICHT DER MES R21 ANLAGEN IN KOGA UND TOYAHASHI.....	37
ABBILDUNG 3.11:	FLIEßBILD TAKUMA PYROLYSIS MELTING SYSTEM.....	37
ABBILDUNG 3.12:	FOTO EINER ANLAGE NACH DEM TAKUMA PYROLYSIS GAS MELTING SYSTEM.....	38
ABBILDUNG 3.13:	FLIEßBILD DES RCP-VERFAHRENS.....	39
ABBILDUNG 3.14:	GRUNDFLIEßBILD DES DESTRUGAS-VERFAHRENS.....	41
ABBILDUNG 3.15:	DESTRUGAS-VERFAHREN; AUSSCHNITT: ZWEI INDIREKT BEHEIZTE RETORTEN IN EINER RETORTENBATTERIE.....	42
ABBILDUNG 3.16:	VERFAHRENSSCHEMA DER DESTRUGAS-ANLAGE IN KALUNDBORG.....	43
ABBILDUNG 3.17:	LINKS OBEN: PYROLYSE-SCHACHTREAKTOR MIT ABZUGSGEBLÄSE TU BERLIN (MVA BERLIN-RUHLEBEN). RECHTS OBEN: GEÖFFNETER ZYKLON – INNENFLÄCHEN MIT NAPHTALIN BESCHLAGEN. RECHTS MITTE: TEILANSICHT WASCHSYSTEM – ÜBERLAUFBECKEN MIT AUFSCHWIMMENDEM TEER. LINKS UNTEN: IM PYROLYSEKOKS GEFUNDENES SCHLACKE-AGGLOMERAT. RECHTS UNTEN: TEILSTÜCK DER NOTGASLEITUNG.....	44
ABBILDUNG 3.18:	MÜLLPYROLYSEANLAGE AM STANDORT BURGAU.....	45
ABBILDUNG 3.19:	ROHMÜLL, VORZERKLEINERTER MÜLL, AUSSORTIERTE POLSTERMÖBEL/MATRATZEN MPA BURGAU.....	46
ABBILDUNG 3.20:	VERFAHRENSSCHEMA DER MPA BURGAU.....	46
ABBILDUNG 3.21:	ÜBERBANDMAGNETSCHEIDER, FE-PRODUKT UND RESTKOKS-DEPONIE MIT GUT ERKENNBAREN ANTEILEN VON NE- METALLEN DER MPA BURGAU.....	47
ABBILDUNG 3.22:	PYROLYSEDREHROHR DER MPA BURGAU. LINKS: AUßENANSICHT MIT HEIZKAMMER UND HEIZGASABZUGSROHREN, RECHTS: INNENANSICHT (EIGENE AUFNAHMEN).....	48
ABBILDUNG 3.23:	IMMEDIATANALYSE PYROLYSEKOKS MPA BURGAU.....	48
ABBILDUNG 3.24:	DREHROHRÜBERGANG MIT ABDICHTUNG, POLTERSTEINE ZUR ABLÖSUNG VON BELÄGEN IM DREHROHRINNEREN UND ZUFÜHRSCHECKE DES DREHROHRS IM AUSGEBAUTEN ZUSTAND AN DER MPA BURGAU.....	49
ABBILDUNG 3.25:	VERFAHRENSSCHEMA PYREG-VERFAHREN.....	50
ABBILDUNG 3.26:	PYROFORMER. LINKS: SCHEMA, RECHTS: STANDORT AN DER HARPER ADAMS UNIVERSITY.....	51
ABBILDUNG 3.27:	LINKS: MEE-ANLAGE SCHWERIN, ABGEBILDET IM VORDERGRUND BRENNKAMMER, IM HINTERGRUND AUFGABESYSTEM UND QUERLIEGENDER REAKTOR; RECHTS: RÜCKSEITIGE ANSICHT REAKTOR MIT BRENNSTOFFAUFGABE.....	53
ABBILDUNG 3.28:	IMMEDIAT- UND ELEMENTARANALYSE VON AUSGANGSMATERIAL UND KARBONISierter SCHWEINEGÜLLE AUS DER MEE-ANLAGE SCHWERIN.....	54
ABBILDUNG 3.29:	SCHEMA DES CONTHERM-VERFAHRENS.....	55
ABBILDUNG 3.30:	CONTHERM-VERFAHREN – DREHROHRE UND ERZEUGTER PYROLYSEKOKS NACH AUFBEREITUNG.....	56
ABBILDUNG 3.31:	CONTHERM-VERFAHREN – DURCH ABLAGERUNGEN VERBLOCKTE PYROLYSEGASLEITUNGEN.....	57
ABBILDUNG 3.32:	AUßENANSICHT ENERGOS-ANLAGE IN MINDEN.....	60
ABBILDUNG 3.33:	ABFALLBESCHICKUNG ENERGOS-ANLAGE MINDEN: EBS-INPUT, KRANBESCHICKUNG IN AUFGABETRICHTER, SCHNECKE IM ZUFÜHRKANAL ZWISCHEN TRICHTER UND ROST, VERBLOCKTE ZUFÜHRSCHECKE.....	61

ABBILDUNG 3.34:	SCHEMA DES EBARA TWINREC VERFAHRENS.....	62
ABBILDUNG 3.35:	FLIEßBILD DER AOMORI TWINREC-ANLAGE MIT RESTSTOFFEN UND DEREN VERWERTUNGS- BZW. ENTSORGUNGSWEGEN.....	62
ABBILDUNG 3.36:	HITACHI ZOLEN GASIFICATION AND MELTING SYSTEM. OBEN: VERFAHRENSSCHEMA; UNTEN: FUNKTION SCHMELZFEUERUNG.	64
ABBILDUNG 3.37:	VERGASUNGSREAKTOR DES JFE HIGH-TEMPERATURE GASIFYING AND DIRECT MELTING FURNACE SYSTEM, MIT DARSTELLUNG DER REAKTIONSZONEN.....	65
ABBILDUNG 3.38:	SCHEMA DES JFE HIGH-TEMPERATURE GASIFYING AND DIRECT MELTING FURNACE SYSTEM IN FUKUYAMA.	66
ABBILDUNG 3.39:	SCHEMA DER KOBELCO-ANLAGE IN ISHINOMAKI.....	68
ABBILDUNG 3.40:	BETRIEBS- UND STANDZEITEN DER KOBELCO-ANLAGE IN ISHINOMAKI.	69
ABBILDUNG 3.41:	SCHACHTOFEN DES NIPPON STEEL DMS-VERFAHRENS MIT DARSTELLUNG DER REAKTIONSZONEN.....	70
ABBILDUNG 3.42:	SCHEMA DES NIPPON STEEL DMS-VERFAHRENS.	71
ABBILDUNG 3.43:	SCHEMA DES EBARA UBE-PROZESSES.	73
ABBILDUNG 3.44:	ANLAGE ZUR KLÄRSCHLAMM-VERGASUNG IN BALINGEN.	74
ABBILDUNG 3.45:	FLIEßBILD DES NOELL-KONVERSIONSVERFAHRENS.	75
ABBILDUNG 3.46:	PYROLYSESTUFE IM NOELL-KONVERSIONSVERFAHREN.	75
ABBILDUNG 3.47:	VERGASUNGSSTUFE MIT FLUGSTROMVERGASER IM NOELL-KONVERSIONSVERFAHREN.	76
ABBILDUNG 3.48:	FLUGSTROMVERGASER – PRINZIPDARSTELLUNG.	77
ABBILDUNG 3.49:	IN DER FESTBETTVERGASERANLAGE IM SVZ EINGESetzte RESTMÜLL- UND LACKSCHLAMMPELLETS; HERGESTELLT NACH DEM HERHOF-TROCKENSTABILAT-VERFAHREN), DSD-KUNSTSTOFFBRIKETS UND BRIKETS AUS SHREDDERLEICHTGUT.....	80
ABBILDUNG 3.50:	GESAMTANLAGENÜBERSICHT DER VERGASUNGS- UND NEBENANLAGEN IM SVZ SCHWARZE PUMPE.	81
ABBILDUNG 3.51:	AUFBEREITUNG VON HAUSMÜLL UND HAUSMÜLLÄHNLICHEN GEBERBEABFÄLLEN IM SVZ SCHWARZE PUMPE.	82
ABBILDUNG 3.52:	FESTBETTVERGASERANLAGE MIT PERIPHERIE AM STANDORT SCHWARZE PUMPE. DIE FESTBETTREAKTOREN WAREN IM GEBÄUDE MIT DEM BLAUEN DACH ANGEORDNET.	83
ABBILDUNG 3.53:	FESTBETTREAKTOR MIT DREHROST ZUR VERGASUNG VON FESTEN STOFFEN UND TEER IM SVZ SCHWARZE PUMPE.....	84
ABBILDUNG 3.54:	VERFAHRENSSCHEMA DER FESTBETTDRUCKVERGASUNG IM SVZ SCHWARZE PUMPE.	85
ABBILDUNG 3.55:	SVZ SCHWARZE PUMPE MIT GÜD-KRAFTWERKSBLOCK UND METHANOLANLAGE.	85
ABBILDUNG 3.56:	VERGASUNG UND GASVERWERTUNG IM SVZ SCHWARZE PUMPE.	86
ABBILDUNG 3.57:	FLUGSTROMREAKTOR ZUR VERGASUNG VON FLÜSSIGEN ABFÄLLEN UND TEER-ÖL-FESTSTOFFGEMISCHEN IM SVZ SCHWARZE PUMPE.....	88
ABBILDUNG 3.58:	FLUGSTROMVERGASERANLAGE AM STANDORT SCHWARZE PUMPE. OBEN LINKS: GESAMTANSICHT, OBEN RECHTS: VERGASERKOPF, UNTEN: BRENNER IM EINGEBAUTEN UND AUSGEBAUTEN ZUSTAND.	89
ABBILDUNG 3.59:	VERFAHRENSSCHEMA DER FLUGSTROMVERGASUNG IM SVZ SCHWARZE PUMPE.....	90
ABBILDUNG 3.60:	BRITISH-GAS-LURGI (BGL)-REAKTOR ZUR VERGASUNG VON FESTEN STOFFEN IM SVZ SCHWARZE PUMPE. LINKS: SCHEMA [SEIFERT 2001], RECHTS: FOTO DER ANLAGE.....	91
ABBILDUNG 3.61:	GESAMTKONZEPT DES THERMOSELECT-VERFAHRENS.	93
ABBILDUNG 3.62:	ÜBERSICHTSVERFAHRENSFLIEßBILD DES THERMOSELECT-VERFAHRENS.....	94
ABBILDUNG 3.63:	SCHMELZGRANULAT AUS DEM THERMOSELECT-VERFAHREN.	95
ABBILDUNG 3.64:	THERMOSELECT-ANLAGE IN KARLSRUHE NACH JAHRELANGEM STILLSTAND.	97
ABBILDUNG 3.65:	SCHEMATISCHE DARSTELLUNG DES ECOLOOP-VERGASUNGS-REAKTORS.....	98
ABBILDUNG 3.66:	ECOLOOP-ANLAGE: GESAMTANSICHT UND VERGASUNGSREAKTOR.	99
ABBILDUNG 3.67:	INTEGRATION DES ZWS-VERGASERS IN DIE ZEMENTHERSTELLUNG AM STANDORT RÜDERSDORF.	101
ABBILDUNG 3.68:	ZWS-VERGASER UND HEIßGASZYKLON VOR DER MONTAGE AM STANDORT RÜDERSDORF. OBEN MITTE: INNENANSICHT ASCHEKÜHLER, OBEN RECHTS: EINTRAGSSCHNECKE.....	102
ABBILDUNG 3.69:	VERFAHRENSSCHEMA DER ANLAGE KYMIJÄRVI I MIT LEISTUNGSANGABEN.....	103
ABBILDUNG 3.70:	PRINZIP DER ANLAGE KYMIJÄRVI II.....	106
ABBILDUNG 3.71:	GESAMTFLIEßBILD DER ANLAGE KYMIJÄRVI II (GASREINIGUNG NICHT EINGEZEICHNET).....	107
ABBILDUNG 3.72:	INDUSTRIEANLAGEN ZUR PLASMAVERGASUNG VON ABFÄLLEN. REALISIERUNG UND PLANUNGSSTAND.....	109
ABBILDUNG 3.73:	VERGASUNGSREAKTOR DES HERSTELLERS ALTER NRG.	110
ABBILDUNG 3.74:	SCHMELZREAKTOR DES HERSTELLERS EUROPLASMA.	112
ABBILDUNG 3.75:	ASBEST-SCHMELZREAKTOR DES BETREIBERS INERTAM.	113
ABBILDUNG 3.76:	VERFAHRENSSCHEMA DES ZWEISTUFIGEN APP GASPLASMA PROZESSES.....	115
ABBILDUNG 3.77:	DIESELWEST-ANLAGE UND FLIEßBILD.	120
ABBILDUNG 3.78:	LINKS: REAKTOR DER DIESELWEST-ANLAGE MIT SCHNECKE FÜR BRENNSTOFFZUFUHR, DIE DEN BRENNSTOFF UNTER DIE OBERFLÄCHE DES ETWA ZUR HÄLFTE MIT ÖL-FESTSTOFF-GEMISCH GEFÜLLTEN REAKTORS FÖRDERT; RECHTS: TURBINEN DES ENERGIEEINTRAGSSYSTEMS.....	122

ABBILDUNG 3.79:	PRODUKTE DIESELWEST-ANLAGE. LINKS: LEICHTÖL, MITTE: WÄSSRIGE PHASE, RECHTS: SCHWERÖL.	122
ABBILDUNG 3.80:	ALLGEMEINES GRUNDSHEMA DER HYDROTHERMALEN KARBONISIERUNG, VERÄNDERT NACH.....	124
ABBILDUNG 4.1:	KAPAZITÄTSENTWICKLUNG DER THERMISCHEN ABFALLVERWERTUNG WELTWEIT.	127
ABBILDUNG 4.2:	MARKTANTEILE BEIM NEUBAU THERMISCHER ABFALLBEHANDLUNGSSYSTEME IN EUROPA WÄHREND DER LETZTEN JAHRE.	128
ABBILDUNG 4.3:	GROßTECHNISCHE PILOTANLAGEN ZUR ABFALLPYROLYSE, ANFANG DER 1980ER JAHRE IN DEUTSCHLAND: GOLDSHÖFE, ULM-WIBLINGEN, BERNAU, EILENBURG UND SALZGITTER.	129
ABBILDUNG 4.4:	GROßTECHNISCHE ANLAGEN ZUR ALTERNATIVEN THERMISCHEN ABFALLBEHANDLUNG IN DEUTSCHLAND, VON LINKS: SIEMENS SCHWEL-BRENN-ANLAGE IN FÜRTH (BETRIEB 1997-1999), THERMOSELECT-ANLAGE IN KARLSRUHE (1999-2003) UND RCP-ANLAGE IN BREMERHAVEN (1998-2005).	130
ABBILDUNG 4.5:	TITELBILD DER ZEITSCHRIFT UMWELTPRAXIS VOM MÄRZ 2003.	130
ABBILDUNG 4.6:	VERTEILUNG DER ANLAGENKAPAZITÄTEN DER THERMISCHEN ABFALLBEHANDLUNGSANLAGEN IN JAPAN. 133	
ABBILDUNG 4.7:	ENTWICKLUNG DER NEUBAUTEN THERMISCHER ABFALLBEHANDLUNGSANLAGEN IN JAPAN.....	135

Tabellenverzeichnis

TABELLE 1.1:	ENTWICKLUNGSSTUFEN VON THERMISCHEN ABFALLBEHANDLUNGSVERFAHREN.....	13
TABELLE 1.2:	PROJEKTBEGLEITUNG UND PROJEKTPARTNER.....	14
TABELLE 2.1:	GRUNDLEGENDE PROZESSPARAMETER DER HYDROTHERMALEN VERFAHREN.....	25
TABELLE 3.1:	TECHNISCHE DATEN UND BETRIEBSPARAMETER DER ANLAGE IN FÜRTH.....	31
TABELLE 3.2:	TECHNISCHE DATEN UND BETRIEBSPARAMETER DER ANLAGE IN FÜRTH.....	33
TABELLE 3.3:	BETRIEBSDATEN DER MES R21ANLAGE IN KOGA.....	36
TABELLE 3.4:	BETRIEBSDATEN DER RCP-ANLAGE IN BREMERHAVEN.....	39
TABELLE 3.5:	DATEN AUS EINEM TEST DER RCP-ANLAGE BREMERHAVEN.....	40
TABELLE 3.6:	ZUSAMMENSETZUNG DES GEREINIGTEN PYROLYSEGASES.....	43
TABELLE 3.7:	EINSATZSTOFF- UND PROZESSEIGENSCHAFTEN DER MPA BURGAU.....	46
TABELLE 3.8:	MASSEN- UND ENERGIEBILANZ DER MPA BURGAU.....	48
TABELLE 3.9:	BETRIEBSPARAMETER DER PYREG-ANLAGE UND MASSENBILANZ FÜR DAS INPUTMATERIAL SCHWEINEGÜLLE. 51	
TABELLE 3.10:	PRODUKTE UND ENERGIEBEREITSTELLUNG BEI DER INTERMEDIÄREN PYROLYSE VON GÄRRESTEN.....	52
TABELLE 3.11:	BETRIEBSPARAMETER DER MEE-ANLAGE UND MASSENBILANZ FÜR DAS INPUTMATERIAL SCHWEINEGÜLLE.....	54
TABELLE 3.12:	BETRIEBSPARAMETER DER CONTHERM-ANLAGE.....	56
TABELLE 3.13:	ENERGIEBILANZ DER CONTHERM-ANLAGE.....	56
TABELLE 3.14:	BETRIEBSPARAMETER ENERGOS-TECHNOLOGIE.....	60
TABELLE 3.15:	ANALYSE DES PRODUKTGASES AUS DER ERSTEN STUFE DES ENERGOS-VERFAHRENS.....	60
TABELLE 3.16:	BETRIEBSPARAMETER TWINREC-ANLAGE.....	63
TABELLE 3.17:	CHARAKTERISTISCHE BRENNSTOFFPARAMETER DES IN DER JFE-ANLAGE VERARBEITETEN EBS.....	66
TABELLE 3.18:	BETRIEBSPARAMETER DER JFE-ANLAGE IN FUKUYAMA.....	66
TABELLE 3.19:	GENEHMIGUNGSWERTE UND GEMESSEN EMISSIONEN DER JFE-ANLAGE IN FUKUYAMA.....	67
TABELLE 3.20:	BETRIEBSPARAMETER DER KOBELCO-ANLAGE IN ISHINOMAKI.....	69
TABELLE 3.21:	BETRIEBSPARAMETER DER NIPPON STEEL DMS-ANLAGE IM MUKATA ECO PARK AUF KIUSHU.....	71
TABELLE 3.22:	EMISSIONSWERTE DER NIPPON STEEL DMS-ANLAGE IM MUKATA ECO PARK AUF KIUSHU.....	72
TABELLE 3.23:	TECHNISCHE DATEN UND BETRIEBSPARAMETER DES NOELL-KONVERSIONSVERFAHRENS.....	78
TABELLE 3.24:	TECHNISCHE DATEN UND BETRIEBSPARAMETER DER FESTBETTDRUCKVERGASUNG IM SVZ SCHWARZE PUMPE.....	86
TABELLE 3.25:	TECHNISCHE DATEN UND BETRIEBSPARAMETER DER FLUGSTROMVERGASER IM SVZ SCHWARZE PUMPE.....	90
TABELLE 3.26:	TECHNISCHE DATEN UND BETRIEBSPARAMETER DES SCHLACKEBADVERGASERS IM SVZ SCHWARZE PUMPE.....	92
TABELLE 3.27:	BETRIEBSPARAMETER DER THERMOSELECT-ANLAGE KARLSRUHE.....	96
TABELLE 3.28:	BETRIEBSDATEN DER ECOLOOP-REFERENZANLAGE.....	99
TABELLE 3.29:	EINSATZSTOFF- UND PROZESSEIGENSCHAFTEN DES ZWS-VERGASERS IN RÜDERSDORF.....	101
TABELLE 3.30:	DURCHSCHNITTliche BEHANDLUNGSKOSTEN DER ZWS-VERGASUNG RÜDERSDORF.....	102
TABELLE 3.31:	BETRIEBSDATEN DER ANLAGE LAHTI KYMIJÄRVI I.....	104
TABELLE 3.32:	ZUSAMMENSETZUNG DES SYNTHESGASES AUS DER ANLAGE LAHTI KYMIJÄRVI I.....	104
TABELLE 3.33:	VERÄNDERUNGEN DER SCHADSTOFFEMISSIONEN DES KRAFTWERKS DURCH VERBRENNUNG VON PRODUKTGAS AUS DER VERGASUNGSANLAGE LAHTI KYMIJÄRVI I.....	105
TABELLE 3.34:	BETRIEBSPARAMETER DER ANLAGE LAHTI KYMIJÄRVI II.....	107
TABELLE 3.35:	MASSEN- UND ENERGIEBILANZ DES ALTERNRG PLASMAVERGASUNGSPROZESSES.....	110
TABELLE 3.36:	DURCHSCHNITTliche BEHANDLUNGSKOSTEN ALTERNRG PLASMAVERGASUNG.....	111
TABELLE 3.37:	ENERGIEBILANZ DES C.H.O. VERGASUNGSPROZESSES.....	114
TABELLE 3.38:	DURCHSCHNITTliche BEHANDLUNGSKOSTEN DES C.H.O. VERGASUNGSPROZESSES.....	114
TABELLE 3.39:	BETRIEBSDATEN DER GASPLASMA-PILOTANLAGE.....	115
TABELLE 3.40:	MASSEN- UND ENERGIESTRÖME IN EINER GROßTECHNISCHEN APP GASPLASMA-ANLAGE NACH.....	116
TABELLE 3.41:	MASSEN- UND ENERGIESTRÖME PLASCO-PROZESSES.....	117
TABELLE 3.42:	DURCHSCHNITTliche BEHANDLUNGSKOSTEN DES PLASCO-PROZESSES.....	117
TABELLE 3.43:	BETRIEBSDATEN DER DIESELWEST-ANLAGE.....	121
TABELLE 3.44:	LABORANALYSEN DER DIESELWEST-PROBEN.....	122
TABELLE 3.45:	BETRIEBSDATEN DER LOGOIL-ANLAGE.....	123
TABELLE 3.46:	ANBIETER VON HYDROTHERMALEN ABFALLBEHANDLUNGSVERFAHREN.....	124
TABELLE 3.47:	BEHANDLUNGSTIEFE, KOSTEN UND ENTWICKLUNGSSTUFE DER BETRACHTETEN VERFAHREN IM ÜBERBLICK. 126	
TABELLE 4.1:	ZERSETZUNGSTEMPERATUREN WICHTIGER POLYMERE.....	139

