

**Montanuniversität Leoben**

**Optimierung der Treberverbrennung  
am Beispiel der Anlage Göss**



**Masterarbeit**

von

**Thomas Stefan Millesich**

Diese Arbeit wurde in Zusammenarbeit mit dem Institut für Verfahrenstechnik des Industriellen Umweltschutzes der Montanuniversität Leoben durchgeführt.

**Leoben, August 2010**

# EIDESSTATTLICHE ERKLÄRUNG

Ich erkläre an Eides statt, dass ich diese Arbeit selbständig verfasst, andere als die angegebenen Quellen und Hilfsmittel nicht benutzt und mich auch sonst keiner unerlaubten Hilfsmittel bedient habe.

# AFFIDAVIT

I declare in lieu of oath, that I wrote this thesis and performed the associated research myself, using only literature cited in this volume.

---

Datum

---

Unterschrift

# **Kurzfassung**

## **Optimierung der Treberverbrennung am Beispiel der Anlage Göss**

Bei der Herstellung von Bier fällt die Biertreber als Nebenprodukt an wofür zahlreiche Methoden zur Verwertung vorhanden sind. In den letzten Jahren wurden vermehrt Biomassefeuerungsanlagen in Betrieb genommen, um die Energie in Form der Biertreber thermisch auszuschöpfen.

Eine dieser Möglichkeiten ist die thermische Verwertung direkt am Produktionsstandort. Dies wird bei der Brauerei in Göss in Leoben durchgeführt. Die Treber wird nach einer mechanischen Entwässerung, in einem Biomassekessel verbrannt um Dampf zu erzeugen, welcher dann werksintern genutzt wird. Der erste Teil dieser Diplomarbeit handelt über die Eigenschaften des Biertreber, sowie deren Eignung als Biobrennstoff. Außerdem wird noch auf unterschiedliche Arten der Trocknung, gefolgt von Feuerungsarten und der nachfolgend notwendigen Abgasbehandlung eingegangen.

Im zweiten Teil dieser Arbeit werden jene technischen und wirtschaftlichen Möglichkeiten dargestellt und ausgewertet, um die Gesamtausbeute aus die Biertreber zu verbessern. Zu diesen Optimierungsschritten zählen unter anderem eine Verbrennungsrechnung des Biertreber sowie eine Energiebilanz der jeweiligen Verwertungsmöglichkeiten.

# **Abstract**

## **Optimierung der Treberverbrennung am Beispiel der Anlage Göss**

Spent grain is a by-product of the beer production for what countless recycling methods are available. During the last years an increased number of biomass combustion plants has been commissioned to utilize the energy of spent grains.

One of these possibilities is the thermal utilization directly at the location. This is practiced in the brewery Göss in Leoben. The spent grains are burned in a biomass boiler after being mechanically dried for the production of steam, which is used in-plant. The first part of this thesis is about the properties of spent grains, as well as its suitability as biofuel. Moreover it goes into detail about the different species of drying followed by furnace types and the necessary waste gas treatments.

The second part of this thesis describes and evaluates the technologically and economically possibilities to rise the total yield from the spent grains. Among these optimisation steps rank a calculation of combustion of the spent grains from Göss and furthermore an energy balance for the respective utilization possibilities.

# Danksagung

Mein aufrichtiger Dank gilt Herrn Univ.-Prof. Dipl.-Ing. Dr. mont. Werner Kepplinger, für die Möglichkeit, diese Masterarbeit am Institut für Verfahrenstechnik zu erstellen und die hervorragende Betreuung während der vergangenen Monate.

Dank gebührt ebenso Ao.Univ.-Prof. Dipl.-Ing.Dr.techn. Josef Draxler und Dipl.-Ing. Bernd Hollauf für zahlreiche Diskussionen und die daraus gewonnen Erkenntnisse.

Weiters möchte ich mich bei allen Mitarbeitern des Instituts bedanken, die mir bei der Durchführung dieser Arbeit in jeglicher Hinsicht zur Seite gestanden sind. Zu nennen sind hier vor allem die Damen der Verfahrenstechnik, Christa Waltrisch und Heidemarie Kaufmann.

Ebenso darf ich mich bei meinen Studienkollegen, sowie meinen Mitbewohnern im ÖH-Heim, für die vielen gemeinsamen Stunden bedanken, wodurch das Studium sehr kurzweilig erschien.

Nicht zuletzt möchte ich mich bei meiner Familie, die mir in den Jahren meines Studiums stets zur Seite gestanden ist, auf das Herzlichste bedanken.

# Aufgabenstellung

Die thermische Verwertung von Biertreber wie sie zum Zeitpunkt dieser Diplomarbeit in der Anlage Göss betrieben wird ist nicht optimal umgesetzt. In dieser Arbeit soll nun überprüft werden ob und mit welchen Methoden eine Steigerung der thermischen und stofflichen Ausbeute technisch und wirtschaftlich möglich ist.

Leoben, August 2010

Univ.-Prof. Dipl.-Ing. Dr.mont. Werner Kepplinger

# Inhaltsverzeichnis

<b>Danksagung</b>	<b>iv</b>
<b>Aufgabenstellung</b>	<b>v</b>
<b>1 Einleitung</b>	<b>2</b>
1.1 Problemstellung . . . . .	2
1.2 Zielsetzung . . . . .	3
<b>2 Die Birtreber</b>	<b>4</b>
2.1 Definition . . . . .	4
2.2 Kornverteilung . . . . .	5
2.3 Inhaltsstoffe . . . . .	7
2.4 Aschenzusammensetzung . . . . .	8
<b>3 Grundlagen</b>	<b>10</b>
3.1 Die Trocknung . . . . .	10
3.1.1 Die mechanische Trocknung . . . . .	10
3.1.2 Die chemische Trocknung . . . . .	11
3.1.3 Die thermische Trocknung . . . . .	11
3.1.4 Feuchtebindung in Trockengütern . . . . .	12
3.1.5 Chemische Bindung . . . . .	12
3.1.6 Physikalisch-chemische Bindung . . . . .	13
3.1.7 Physikalisch-mechanische Bindung . . . . .	13
3.2 Thermische Trocknungverfahren . . . . .	14
3.2.1 Gleichstrom-, Gegenstromverfahren . . . . .	14
3.2.1.1 Gleichstromtrocknung . . . . .	15

---

3.2.1.2	Gegenstromtrocknung . . . . .	15
3.2.1.3	Umlufttrocknung . . . . .	16
3.3	Trocknerarten . . . . .	16
3.3.1	Mechanische Trocknerarten . . . . .	17
3.3.1.1	Schwerkraft/Fliehkrafttrockner . . . . .	17
3.3.1.2	Filtration . . . . .	17
3.3.1.3	Pressen . . . . .	18
3.3.2	Thermische Trocknerarten . . . . .	18
3.3.2.1	Konvektionstrockner . . . . .	19
3.3.2.2	Kontaktrockner . . . . .	19
3.3.2.3	Temperatur-Strahlungstrockner . . . . .	20
3.3.2.4	Elektrowärmetrockner . . . . .	20
3.4	Biomassefeuerungen . . . . .	21
3.4.1	Festbettverbrennung . . . . .	23
3.4.1.1	Vorofenfeuerung . . . . .	23
3.4.1.2	Unterschubfeuerung . . . . .	24
3.4.1.3	Vorschubfeuerung . . . . .	25
3.4.2	Wirbelschichtfeuerung . . . . .	27
3.4.3	Einblasfeuerung . . . . .	29
3.5	Rauchgasfilteranlagen . . . . .	31
3.5.1	Zyklon . . . . .	32
3.5.2	Partikelseparator . . . . .	33
3.5.3	Gewebefilter . . . . .	34
3.5.4	Elektrofilter . . . . .	36
3.5.5	Abgaskondensation . . . . .	37
3.6	Anfallende Aschenfraktionen . . . . .	38
3.6.1	Grob- oder Rostasche . . . . .	38
3.6.2	Flugasche/Zyklonasche . . . . .	39
3.6.3	Feinstflugasche . . . . .	39
<b>4</b>	<b>Anlagenaufbau</b>	<b>40</b>
4.1	Anlagenbeschreibung am Beispiel Göss . . . . .	40
4.1.1	Bandpresse . . . . .	40
4.1.2	Biomassekessel . . . . .	41



---

4.1.3	Abgasfilterung . . . . .	41
<b>5</b>	<b>Verbrennungsrechnung</b>	<b>43</b>
5.1	Durchführung der Verbrennungsrechnung . . . . .	43
5.1.1	Heizwert . . . . .	43
5.1.2	Luftüberschuss . . . . .	44
5.1.3	Umrechnungsfaktoren . . . . .	46
5.1.4	Berechnung der einzelnen Gasmengen . . . . .	48
5.2	Erkenntnisse aus der Verbrennungsrechnung . . . . .	53
<b>6</b>	<b>Optimierungsmöglichkeiten der Anlage</b>	<b>58</b>
6.1	Mechanische Trocknung . . . . .	61
6.2	Thermische Trocknung . . . . .	61
6.2.1	Vergleich thermischer Trockner . . . . .	61
6.3	Verbrennung . . . . .	64
6.3.1	Rauchgasmenge und Luftüberschusses . . . . .	64
6.3.2	Neue Brennertechnologien . . . . .	65
6.4	Abgasreinigung . . . . .	66
6.5	Wärmerückgewinnung . . . . .	67
6.5.1	Wärmerückgewinnung der Rauchgaskondensation . . . . .	69
6.5.2	Wärmerückgewinnung aus dem Presswassers . . . . .	70
6.6	Wertstoffrückgewinnung . . . . .	71
6.6.1	Presswasserverwertung . . . . .	71
6.6.2	Ascheverwertung . . . . .	72
6.6.2.1	Nutzung in der Land/Forstwirtschaft . . . . .	72
6.6.2.2	Industrielle Nutzung . . . . .	76
6.6.2.3	Phosphatrückgewinnung . . . . .	76
6.6.3	Kondensatschlammverwertung . . . . .	78
<b>7</b>	<b>Zusammenfassung</b>	<b>80</b>
7.1	Erkenntnisse aus den Optimierungsmöglichkeiten . . . . .	80
7.2	Anlagenaufbau nach Optimierung . . . . .	81
7.2.1	Bandpresse . . . . .	82
7.2.2	Trommeltrockner . . . . .	82

7.2.3 Biomassekessel . . . . .	82
7.2.4 Abgasreinigung . . . . .	82
7.2.5 Abgaskondensation mit Wärmerückgewinnung . . . . .	83
<b>Abbildungsverzeichnis</b>	<b>85</b>
<b>Tabellenverzeichnis</b>	<b>86</b>
<b>Literaturverzeichnis</b>	<b>87</b>
<b>Anhang</b>	<b>90</b>

# 1 Einleitung

Bei der Herstellung von Bier fällt der Biertreber als Nebenprodukt an wofür zahlreiche Methoden zur Verwertung vorhanden sind. In den letzten Jahren wurden vermehrt Biomassefeuerungsanlagen in Betrieb genommen um die Energie in Form der Biertreber thermisch auszuschöpfen. Eine dieser Möglichkeiten ist die thermische Verwertung direkt am Produktionsstandort. Und dies wird bei der Brauerei in Göss in Leoben durchgeführt. Der Treber wird nach einer mechanischen Entwässerung, in einem Biomassekessel verbrannt um Dampf zu erzeugen, welcher dann werksintern genutzt wird.

Der erste Teil dieser Diplomarbeit handelt über die Eigenschaften des Biertreber, sowie deren Eignung als Biobrennstoff. Außerdem wird noch auf unterschiedliche Arten der Trocknung, gefolgt von Feuerungsarten und der nachfolgend notwendigen Abgasbehandlung eingegangen.

Im zweiten Teil dieser Arbeit werden jene technischen und wirtschaftlichen Möglichkeiten dargestellt und ausgewertet um die Gesamtausbeute aus dem Biertreber zu verbessern. Zu diesen Optimierungsschritten zählen unter anderem eine Verbrennungsrechnung des Biertreber sowie eine Energiebilanz der jeweiligen Verwertungsmöglichkeiten.

## 1.1 Problemstellung

Bei konventioneller thermischer Verwertung hat die Entsorgung Priorität. Die Kosten und die Energieeffizienz stehen erst an zweiter Stelle. Die Kosten der Biertreberverwer-

tung werden aber von der Energieeffizienz des eingesetzten Verfahrens massgeblich bestimmt.

## **1.2 Zielsetzung**

Das Ziel dieser Diplomarbeit war es, die technischen und wirtschaftlichen Möglichkeiten der Birtreberverwertung in den Bereichen der mechanische Entwässerung, der thermischen Vortrocknung, der Verbrennung sowie der Aschenverwertung aufzuzeigen und die bestmögliche Variante darzustellen.

## 2 Die Biertreber

### 2.1 Definition

Mit Biertreber bezeichnet man die ausgelaugten Rückstände des Malzes bei der Bierherstellung. Pro Hektoliter Verkaufsbier fallen ca. 20kg Nasstreber mit einem Wassergehalt von etwa 75-80% an, abhängig von der Malzaufbereitung und Läuterungstechnik. [11, 19]

In Brauereien wie Leoben Göss mit einem Jahresausstoß von etwas mehr als einer Million Hektoliter entstehen pro Jahr rund 24.000 t Naßtreber.

Die Verwertung von Biertreber als Futtermittel ist derzeit noch weitgehend gesichert. Die Erlöse durch die Abgabe von Trebern an die Futtermittelindustrie sind an Abhängigkeit von der regionalen Situation allerdings rückläufig.

Dieser Entsorgungsweg wird aufgrund neuer Futtermittelverordnungen, der Konkurrenz zu anderen Futtermitteln (Biertreber ist prinzipiell ein sehr nährstoffreiches, jedoch schwer verdauliches Viehfutter) oder abnehmenden Tierbestände in Zukunft unter Umständen noch weiter eingeschränkt oder ist überhaupt nicht mehr möglich.

Unterschiedliche Möglichkeiten zur Treberverwertung sind in der Vergangenheit bereits umfangreich untersucht worden. Doch bleiben bisherige Verwertungsverfahren aus energetischer und daraus resultierender wirtschaftlicher Sicht hinter den Erwartungen zurück. [24]

## 2.2 Kornverteilung

Der Wassergehalt und Struktur der Biertreber ist abhängig von der verwendeten Läuterungsprozess der Brauerei. Zur Durchführung der Fest-Flüssigtrennung in der Brauereitechnologie kommen hauptsächlich folgende Läutersysteme in Betracht:

- Läuterbottich
- Maischefilter
- Strainmaster
- British Mashtun

Von den aufgeführten Systemen sind in der Brauereitechnologie heutzutage der Strainmaster und der British Mashtun kaum mehr von Bedeutung und so stellen der Läuterbottich und der Maischefilter die mit Abstand am häufigsten genutzten Läutergeräte dar.

Tabelle 2.1: Korngrößenmassenverteilung nach der Pfungstädter Plansichter Methode

Fraktion	Korngröße	Läuterbottich	Dünnschichtmaischerfilter
	$\mu\text{m}$	%	%
Spelzen	>1270	18	0,6
Grobgrieß	>1010	8	0,9
Feingrieß I	>547	35	7
Feingrieß II	>253	21	14,3
Mehl	>152	7	12
Pudermehl	<152	11	65,2

Wie aus Tabelle 2.1 ersichtlich, kann beim modernen Maischefilterverfahren feineres und entspelztes Schrot zum Einsatz gebracht werden, wohingegen beim System Läuterbottich zum Aufbau des Filterkuchens gröberer Schrot benötigt wird. Ursache hierfür sind aufgrund der Partikelfinheit sich ausbildende feinporige kompressible Filterkuchen - die Filtrationsgeschwindigkeit wäre zu gering.

Tabelle 2.2: Technische Kriterien von Läuterbottich und Dünnschichtmaischefilter

<b>Läuterbottich</b>	<b>Dünnschichtmaischefilter</b>
Schichthöhe 30 - 50 cm	Schichtdicke 4 - 8 cm
Senkboden als Stüttschicht	Polypropylen-Tücher als Stützmittel
Nur für Maischen bis 20% Vorderwürzenkonz.	Vorderwürzen bis 28% möglich (high gravity)
Keine Filtration während Maischetransfer, Trübwürzpumpen	Filterbet ist schnell geformt, teilweise Trübwürzepumpen
Beladung bis 30t	Beladung bis 21t
Belegungszeit von Beladung und Schrot abhängig <120min möglich	Belegungszeit < 120min
Treberfeuchte etwas 80 Gew%	Treberfeuchte von 70 Gew% möglich

Wichtige technische Kriterien zum Unterscheiden von Läuterbottich und Maischefilter sind in Tabelle 2.2 zusammengefasst.

Es kann resümiert werden, dass nach dem heutigen Stand der Technik in Brauereien der Läuterprozess durch Kuchenfiltrationssysteme bewerkstelligt wird und somit auch bei modernen Dünnschichtmaischefiltern die Feinheit beim Malzzerkleinern grundsätzlich begrenzt ist.

Tabelle 2.3: Treberkomponenten

<b>Komponente</b>	<b>% Trockenmasse</b>
Zellulose	20±3,7
Hemizellulose	29,0±5,4
Lignin	13,8±9,6
Eiweiß	22,6±4,9
Fette	9,4±4,9
Asche	3,7±0,9

## 2.3 Inhaltsstoffe

Die Vergärung von Cellulose oder stark eiweißhaltigen Stoffen allerdings kann aufgrund der langen Verweilzeit von mehreren Wochen in den Reaktoren und des daraus resultierenden Platzbedarfes in Brauereien nur schwer realisiert werden.

Weiters sei anzumerken, dass die Biomassen mit einem Ligningehalt über 7% einen geringeren Methanertrag als die Biomassen mit einem Ligningehalt unter 6,5% aufwiesen siehe Tabelle 2.3 Seite 7. [10]

Der Ligningehalt hat daher eine entschiedene Rolle bei der Abbaubarkeit des Substrats und somit auf dem Methanertrag. Je höher der Gehalt an Lignin ist, desto geringer ist der Methanertrag. Einen weiteren wesentlichen Einfluss auf die Umsetzbarkeit der Substrate geht vom Eiweiß:Energie-Verhältnis aus. Sind die Substrate sehr Eiweißreich so kann nicht die gesamte Energie des Substrats genutzt werden [9]. [9] Die Recherche zeigt dass in Mitteleuropa keine Biogasanlage existiert, in welcher Biertreber zu 100% für die Biogasproduktion verwendet werden. Lediglich das Wissenschaftszentrum Weihenstephan verfügt über eine Versuchsbiogasanlage für Biertreber, in welcher jedoch hauptsächlich an der Verkürzung der Verweilzeiten der Treber geforscht wird. [24]



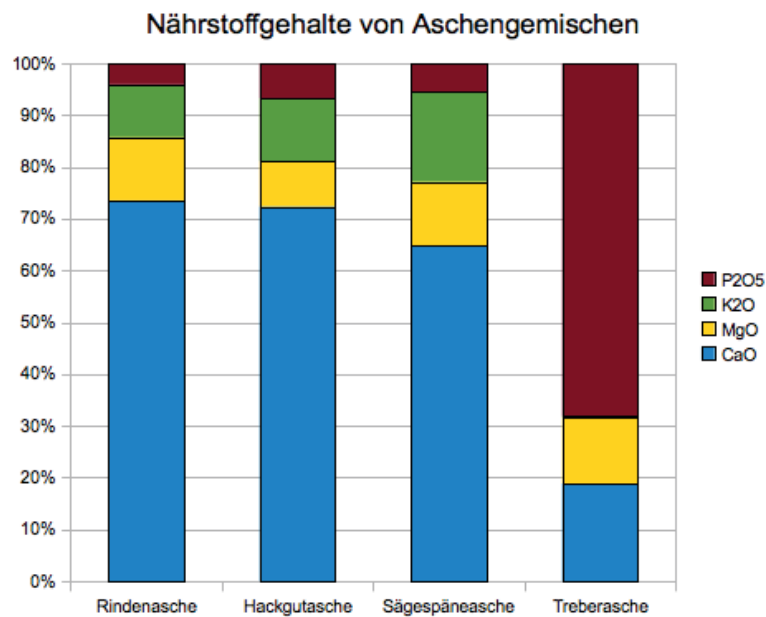


Abbildung 2.1: Nährstoffgehalte unterschiedlicher Aschengemische

## 2.4 Aschenzusammensetzung

Tabelle 2.4 zeigt die chemische Zusammensetzung von Treber- im Vergleich zu Holz- aschengemische. Daraus wird deutlich erkennbar daß die Asche aus Biertrebern ein deutlich andere Zusammensetzung als Aschen von Rinden-,Hackgut oder Sägespä- nenaschen aufweist. Besonders auffallend ist der hohe P<sub>2</sub>O<sub>5</sub> Gehalt.

Tabelle 2.4: Nährstoffe von Aschengemischen (Angaben in Gew % der TS)

Aschengemisch	CaO	N	MgO	K <sub>2</sub> O	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>
Rindenasche	32,12	0	5,35	4,45	1,77
Hackgutasche	38,7	0	4,68	6,54	3,57
Sägespäneasche	28,06	0	5,37	7,56	2,35
Treberasche	10,5	0	7,1	0,16	38

Die Aschen von Treber hat wie aus Tabelle 2.4 bzw. Bild 2.1 ersichtlich eine völlig an-

dere Zusammensetzung als von Holzaschen. Pro Tonne Biertreber können so ca. 9kg Asche gewonnen werden, wobei der Gesamtanteil von über 60% an  $P_2O_5$  eine wesentliche Komponente in NPK Düngern ausmacht.

Im Vergleich dazu die Nährstoffgehalte von Handelsdüngern und Komposten in Tabelle 2.5:

Tabelle 2.5: Nährstoffgehalt von Handelsdüngern und Komposten

	<b>CaO</b>	<b>N</b>	<b>MgO</b>	<b>K<sub>2</sub>O</b>	<b>P<sub>2</sub>O<sub>5</sub></b>
Grundkorn	k.A.	6	k.A.	24	15
Volldünger DC54	k.A.	9	k.A.	30	15
Vollkorn rot	k.A.	12	k.A.	18	12
Vollkorn orange	k.A.	15	k.A.	20	10
Vollkorn gelb	k.A.	15	k.A.	15	15
Hyperkorn	k.A.	0	k.A.	2,5	28
Bioabfallkompost	8,7	1,8	2,8	1,2	0,9
Klärschlammkompost	8,2	1,5	3,1	0,4	3

## 3 Grundlagen

### 3.1 Die Trocknung

Unter Trocknung versteht man im Allgemeinen den Entzug einer Flüssigkeit aus einem Gut mit dem Ziel ein trockenes Produkt zu erhalten. Grundsätzlich wird in mechanische, chemische und thermische Trocknung unterschieden.

#### 3.1.1 Die mechanische Trocknung

Eine mechanische Trocknung liegt vor, wenn dem Feuchtgut ohne Zustandsänderung durch Einwirkung von Druck-, Zentrifugal- oder Schwerkraft, d.h. durch Einwirken mechanischer Energie Feuchtigkeit entzogen wird.

Die Einwirkungsmöglichkeiten mechanischer Energie ist begrenzt auf die Entwässerung der Makrokapillaren, erfordert einen vergleichsweise geringen Energieaufwand während die erreichbare Restfeuchte entsprechend hoch liegt.

Daher dient dieses Prinzip in der Praxis meist nur der Vorentfeuchtung. Voraussetzung ist dass, das zu trocknende Gut in ausreichender Grad für das ausgepresste Wasser durchlässig ist und für die Einwirkung mechanischer Energie ausreichend deformierbar ist.

### 3.1.2 Die chemische Trocknung

Die chemische Trocknung liegt vor, wenn die Flüssigkeit mittels stark hygroskopischer Stoffe (z.B. Kaliumhydroxid oder Silikagel) oder durch eine chemische Reaktion (z.B. Trocknung von chemischen Lösungsmitteln mittels Natrium) entfernt wird. Diese Art der Trocknung wird hauptsächlich für organische Lösungsmittel verwendet.

### 3.1.3 Die thermische Trocknung

Die thermische Trocknung stellt eine Phasenänderung mindestens einer Komponente des Feuchtgutes dar unter der Aufwendung von thermischer Energie. Die dabei aufzuwendenden Wärmemengen sind recht erheblich und können nur in den seltensten Fällen bei großem apparativen Aufwand zurückgewonnen werden. Die thermische Trocknung stellt also ein sehr energieaufwendiges Verfahren dar und sollte nur dann angewandt werden, wenn die mechanische Trocknung die gewünschten Endfeuchtigkeiten nicht erreichen. Aus wirtschaftlichen Gründen ist immer erst genau zu prüfen, ob nicht mit Hilfe eines mechanischen Verfahrens das vorliegende Problem zu lösen bzw. eine Vorentfernung der Feuchtigkeit erreicht wird, ehe man das thermische »Verfahren Trocknung« auswählt. Die genaue Erfassung der Trocknungsvorgänge zur Ermittlung optimaler Trocknungsabläufe bei bester Ausnutzung der notwendigen Energie erfordert eine genaue Kenntnis des Trocknungsmechanismus.

Bei seiner Untersuchung sind vor allem zwei Bereiche besonders zu beachten, einmal die Art der Feuchtebindung und die Bewegung der Feuchtigkeit innerhalb fester Stoffe und zum anderen die genaue Erfassung der Teilvorgänge bei der Feuchteentfernung. Als "Feuchtigkeit tritt hauptsächlich das Wasser auf, so dass in diesem Kapitel unter Feuchtigkeit immer der Anteil Wasser zu verstehen ist, der in flüssiger Form an das Gut (Feststoff) gebunden ist. Abweichungen von dieser Festlegung sind besonders gekennzeichnet.

### 3.1.4 Feuchtebindung in Trockengütern

Der Trocknungsverlauf hängt im entscheidenden Maße von der Art der Feuchtebindung zwischen Wasser und Gut ab. Zur Klassifikation der Arten der Feuchtebindung gibt es sehr viele Möglichkeiten. Alle sind sie nach verschiedenen, oft ganz zufälligen Gesichtspunkten entwickelt worden. Im Trocknungsprozeß entfernt man die Feuchtigkeit aus dem Gut durch Zerstörung der Feuchtigkeitsbindung. Dabei wird eine bestimmte Energiemenge verbraucht. Es ist deshalb verständlich, dass man in der speziellen Literatur eine Klassifikation der Bindungsformen, basierend auf energetischen Faktoren, anstrebt. So werden die Bindungsformen nach Reh binder in drei große Gruppen eingeteilt:

- Chemische Bindung
- Physikalisch-chemische Bindung
- Physikalisch-mechanische Bindung

Diese Einteilung hat erhebliche Vorteile, da man über die Bindungsform, entsprechend der jeweiligen Energielage, sofort Aussagen über den möglichen Trocknungsverlauf machen kann.

### 3.1.5 Chemische Bindung

Die eigentliche Trocknung entfernt im allgemeinen das chemisch gebundene Wasser (Kristallwasser) nicht, da hier zu große Kräfte wirken. Eine Entfernung wäre erst oberhalb der Zersetzungstemperatur möglich. Ein solches Verfahren kann aber nicht mehr als Trocknung bezeichnet werden. Es wird deshalb auf eine nähere Erläuterung verzichtet.

### 3.1.6 Physikalisch-chemische Bindung

Eine solche Bindung liegt vor, wenn das Gut mit der Flüssigkeit eine einheitliche Phase bildet, d.h., die Flüssigkeit ist fester Bestandteil der Gutphasen. Den Vorgang, der zu einer solchen Gutphase führt, nennt man Quellung. Bei der Quellung wird Wärme frei, wie beispielsweise auch bei der Lösung von Schwefelsäure in Wasser. Diese Analogie zwischen Lösung und Wasseraufnahme bei der Quellung läßt Rückschlüsse auf die Kräfte bei der physikalisch-chemischen Bindung zu. So besteht zwischen der Säurekonzentration im Wasser und dem Dampfdruck der Lösung ein bestimmter Zusammenhang, der analog der Beziehung zwischen der Gutsfeuchte und dem Dampfdruck ist. Bei der Quellung wird bei der Anlagerung der ersten monomolekularen Schicht die größte Wärmemenge frei. Diese Schicht von Wassermolekülen steht unter einem sehr hohen Druck, der durch das molekulare Kraftfeld bedingt ist. Diese Wassermoleküle bei der Trocknung zu entfernen erfordert folglich große Energiemengen. Durch diese starke Bindung sinkt der Wasserdampfdruck an der Trockengutoberfläche unter den Satttdampfdruck reinen Wassers bei gleicher Temperatur. Nimmt die Quellfeuchte infolge der Trocknung ab, so sinkt das Dampfdruck Verhältnis und nähert sich dem Wert Null, wobei die aufzuwendenden Energiemengen mit dieser Annäherung zunehmen.

### 3.1.7 Physikalisch-mechanische Bindung

Die physikalisch-mechanische Bindung von Flüssigkeit an ein Gut läßt sich unterteilen in:

- eine Bindung durch Benetzen
- eine Bindung in Kapillaren

Bei der Bindung durch Benetzen befindet sich die Flüssigkeit als zusammenhängender Film auf der äußeren Oberfläche und wandert über große Zwischenräume oder Poren in die innere Oberfläche des Gutes (Oberflächendiffusion). Die Absorption ist selektiv, d. h. sie hängt von der Porösität und Qualität des Gutes ab; z. B. hat SiO<sub>2</sub> in Form von

Sand oder Silikatgel jeweils eine erheblich unterschiedliche Wasseraufnahmefähigkeit. Durch möglicherweise im Gut vorhandene Kapillarstrukturen kann ebenfalls Feuchtigkeit gebunden werden. Bei dieser Art der Bindung ist Flüssigkeitsaufnahme entweder durch unmittelbare Berührung oder durch Aufnahme von Feuchtigkeit aus der Luft möglich. Die Bindung von Flüssigkeit in Kapillaren ist komplex; im Rahmen dieses Umdrucks werden nur die nötigsten Grundlagen dargelegt werden. Taucht eine Kapillare (z.B. ein enges Glasrohr) in eine Flüssigkeit ein, bildet sich nach dem mechanischen Kräftegleichgewicht für die jeweilige Stoffkombination (Glas- Flüssigkeit) durch Wirkung der Oberflächenspannung ein Benetzungswinkel  $\theta$ . Unter der Wirkung des sog. Kapillarsogs wird die potentielle Energie der Flüssigkeit geändert (kapillare Steighöhe), z.B. die Bindungsenergie der Flüssigkeit an Glas. Die sich in der kapillaren Steighöhe äußernde Bindungsenergie ist in erster Linie abhängig vom Durchmesser  $d$  der Kapillare, weshalb Kapillaren in Mikrokapillaren ( $d < 1 \mu\text{m}$ ) und Makrokapillaren ( $d > 1 \mu\text{m}$ ) unterteilt werden. Ein Aufheben der Bindungsenergie ist nur durch Zufuhr von Energie möglich.

## 3.2 Thermische Trockungsverfahren

### 3.2.1 Gleichstrom-, Gegenstromverfahren

Reine Erwärmungsvorgänge laufen im Gegenstrom wärmewirtschaftlich günstiger ab als im Gleichstromverfahren. Es sind beim Gegenstromverfahren für die gleiche Aufwärmung des Gutes geringere und nicht so heiße Wärmeträger ausreichend. Bei Trocknungsvorgängen ist die Beurteilung ob ein Gleich- oder Gegenstromverfahren zur Anwendung kommt schwieriger.

Bei der Gegenstromtrocknung kann unter gleichen Bedingungen zur Gleichstromtrocknung in der Regel nicht soviel Feuchtigkeit verdunstet werden, da der Enddruck des Dampfes im Gas niedrig gehalten werden muß, um einen Feuchtigkeitsniederschlag auf das kalte Gut zu vermeiden. [17]

### 3.2.1.1 Gleichstromtrocknung

In den Gleichstromtrocknern trifft die eintretende trockenheiße Luft zunächst auf das frische und noch kühle Nassgut. Infolge des großen Temperaturunterschiedes zwischen Luft und Guts oberfläche geht von der Luft ein kräftiger Wärmestrom an das Gut über, wobei die Oberflächentemperatur schnell zunimmt. Der sich alsbald einstellende große Partialdruckunterschied zwischen Guts oberfläche zur Umgebung bewirkt hohe Trocknungsgeschwindigkeiten. Die Wasserverdampfung nimmt über den Weg immer mehr ab und ist am Schluß sehr gering. Energiewirtschaftlich günstig ist, dass die Gleichstromtrocknung hohe Luft eintrittstemperaturen nutzen kann ohne das Gut zu schädigen. Die Gleichstromtrocknung ist daher für Trockengüter, die im feuchten Zustand schroff getrocknet werden können und bei Trockengütern, die im trockenen Zustand gegenüber hohen Temperaturen empfindlich sind gut geeignet. Weil die Luft am Ende des Guts- und Luftweges am feuchtesten ist, kann sie aber manche sehr hygroskopische Stoffe nicht auf niedrige Feuchtgehalte trocknen.

### 3.2.1.2 Gegenstromtrocknung

In Gegenstromtrocknern verläuft die Temperatur der Stoffe je nach dem Luftdurchsatz recht unterschiedlich. Strömt bei einem bestimmten Gutsdurchsatz viel Luft durch den Trockner, so geht - wie beim Gleichstromverfahren - viel Wärme im Bereich nahe der Materialeintragstelle an das Gut über.

In dieser Zone herrscht dann der hohe Dampfunterschied zwischen der Guts oberfläche und der Luft, so dass die meiste Gutfeuchte schon auf kurzem Wege entweicht. Am Ende nimmt die Guttemperatur rasch zu und nähert sich der Eintrittstemperatur der Luft. Dabei trocknet das Gut sehr weit aus. Ist andererseits der Luftstrom schwach, so trifft das eintretende Gut auf Luft, die abgekühlt und schon so feucht ist, dass sich Tau auf dem kalten Gut niederschlägt. Auf dem weiteren Weg muss diese Feuchte dann wieder verdampfen. Erst am Ende seines Weges bewegt sich das Gut an Luft hoher Temperatur und geringen Feuchtegehalt vorbei, wobei es lebhaft trocknet. Aber der Wärmestrom den die Luft bringt ist zu schwach, als dass der das Gut noch weit



austrocknen könnte.

Diese Art der Gegenstromtrocknung ist vorteilhaft für Güter, die am Anfang nur mäßig schnell, am Ende aber rasch trocknen dürfen. Sie kommt weiterhin in Betracht für Stoffe, die sehr hygroskopisch sind, die weit austrocknen sollen, oder für solche die Kristallwasser enthalten, das erst bei hohen Temperaturen entweicht. Für temperaturempfindliche Güter eignet sich das Verfahren meistens nicht.

Praktische Erfahrungen zeigen, dass Gegenstromtrockner bei gleicher Ausnutzung der Wärme aus der Trocknungsluft oft erhebliche höhere Trocknungsgeschwindigkeiten und somit kürzere Trocknerlängen erzielen lassen als Gleichstromtrockner, insbesondere wenn das Gut auf niedrige Endfeuchten gebracht und der Luftstrom weitgehend genutzt werden soll. [17]

### 3.2.1.3 Umlufttrocknung

Viele Konvektionstrockner führen einen Hauptteil des das Gut berührenden Umluftstroms dauerndhaft im Kreise. Nur ein verhältnismäßig schwacher SZuluftstrom mischt sich mit dem Umluftstrom und verläßt den Trockner als Abluftstrom, wobei er den Dampf aus dem Gut mit sich führt. Der Umluftstrom kann innerhalb gewisser Grenzen beliebig stark und schnell sein und ermöglicht damit, die Zustandsänderung, welche die Luft beim Einwirken auf das Gut erfährt, möglichen Wünschen anzupassen. [17]

## 3.3 Trocknerarten

Die hier aufgeführten Trocknungsverfahren wurden der Übersicht halber auf die in der Praxis üblichen Methoden begrenzt.

### 3.3.1 Mechanische Trocknerarten

Mechanische Trocknungsverfahren lassen sich anhand verschiedener Kriterien klassifizieren. Diese betreffen vor allem die Wirkungsweise des Trockners auf das Gut und die Bedingungen im Trocknungsraum. Die nachfolgende Aufstellung gibt eine genauere Übersicht:

- Art der mechanische Energieeinwirkung
- Druckbereich
- Gutführung im Trocknerinneren
- Gutsvorbereitung und -einführung

#### 3.3.1.1 Schwerkraft/Fliehkrafttrockner

In Schwerkraft- bzw. Fliehkrafttrocknern erfolgt die Trennung alleine durch die Dichtedifferenzen der einzelnen Flüssigkeiten bzw. Partikel der Mischung. Anteile höherer Dichte sinken ab und erlauben somit eine weitere Trennung. Während Schwerkrafttrockner dies alleine durch die Schwerkraftwirkung bewerkstelligen wird bei Fliehkrafttrocknern durch Zentrifugalkräfte welche ein vielfaches der Schwerkraft ausmachen können eine höhere Trennleistung erzielt.

#### 3.3.1.2 Filtration

Trocknen durch Filtration ermöglicht die Trennung der Partikel von der Flüssigkeit durch Einwirkung einer Druckdifferenz auf das zu trocknende Gut. Die darin enthaltenen Partikel werden dabei mittels einer der Partikelgröße entsprechendem Siebweite zurückgehalten.

### 3.3.1.3 Pressen

Trocknen durch Pressen ermöglicht die Trennung der Flüssigkeit von den Partikel durch Krafteinwirkung auf den zu trocknenden Gutskörper. Dazu muss das zu trocknende Gut elastisch genug und für die Feuchtigkeit durchdringbar sein.

### 3.3.2 Thermische Trocknerarten

Thermische Trocknungsverfahren lassen sich anhand verschiedener Kriterien klassifizieren. Diese betreffen vor allem die Wirkungsweise des Trockners auf das Gut und die Bedingungen im Trocknungsraum. Die nachfolgende Aufstellung gibt eine genauere Übersicht:[17]

- Druck- und Temperaturbereich
- Energiezuführung zum Trocknungsgut
- Gutsführung im Trocknerinneren
- Mechanischen Hilfen zum Verstärken der Trocknungswirkung
- Bewegung des entstehenden Dampfes und der Begleitluft
- Beschaffenheit des Gutsträgers
- Gutsvorbereitung und -einführung
- Heizmittels

### 3.3.2.1 Konvektionstrockner

In Konvektionstrocknern wird die nötige Energie über das strömende Medium (Im vorhandenen Fall dem Rauchgas, bzw dadurch erwärmten Heißluft) auf das Trocknungsgut übertragen. Bei einem der Guts oberfläche entlang streichendem Luftstrom spricht man vom Überströmtrockner. Weitere Formen sind der Durchströmtrockner (Durchströmung des Gutbettes), der Fluidatbettrockner (Gut wird in fließfähig machender / aufsprudelnder Luft getrocknet) und der Schwebeguttrockner (Gut wird in strömender Luft verteilt gehalten).

### 3.3.2.2 Kontaktrockner

Im Gegensatz zu den Konvektionstrocknern erfolgt hier der Wärmeübergang auf das Trocknungsgut durch die Kontaktfläche des Trockners. Reine Kontaktrockner sind selten, meist empfängt und verliert das Gut Energie auch durch Konvektion oder durch Strahlung. Die Trocknungsgeschwindigkeit wird durch den Wärmeübergang vom Heizmittel durch die Heizwände auf das Gut bestimmt, weiters muss für einen guten Dampfübergang vom Gut an die Trocknerluft gesorgt werden.

Meistens handelt es sich bei ausgeführten Trocknern nicht um reine Kontaktrocknern, da ein Teil der Energie auch durch Konvektion oder Strahlung auf das Trocknungsgut übertragen wird. Die Trocknungskinetik wird durch die Geschwindigkeit des Wärmeübergangs vom Heizmittel an die Heizwände und weiter auf das Trocknungsgut sowie durch die Geschwindigkeit des Dampfüberganges vom Trocknungsgut an die Luft bestimmt.

Als Heizmittel werden neben Rauchgas und Luft auch fließendes Wasser und kondensierender Dampf verwendet. Wasserdampf weist den besten Wärmeübergang auf.

### 3.3.2.3 Temperatur-Strahlungstrockner

Strahlungstrockner sind mit Strahlungsquellen gewisser räumlicher Ausdehnung ausgestattet. Diese senden die Strahlen entweder gebündelt oder diffus aus. Die Abfuhr der verdampften Feuchte erfolgt meistens über die Luft.

Es ist vorteilhaft Strahlungstrockner anstatt Konvektionstrockner einzusetzen, wenn das Gut schnell auf hohe Temperaturen erwärmt werden soll und nur geringe Luftgeschwindigkeiten verwendet werden können. (z.B. durch kleine Korngrößen). Die Luft erwärmt sich in Strahlungstrocknern nur geringe, wodurch auf aufwendige Isolierung verzichtet werden kann. Beim Trocknungsgut handelt es sich um Materialien geringer Dicke und Wassergehalt wie sie in der Lack- und Farbindustrie zu finden sind.

### 3.3.2.4 Elektrowärmetrockner

Neben Trocknern, die das Trocknungsgut als Wirkwiderstand im energiezuführenden Stromkreis erwärmen, gibt es Induktionstrockner, die das Gut einem elektromagnetischen Wechselfeld oder solche, die das Gut als Dielektrikum einem hochfrequenten elektrischen Feld aussetzen. Eine weitere Bauform sind Elektrostrahlstrockner, in welchen das Gut durch Beschuss mit Elektronenstrahlen getrocknet wird.

Bei dielektrischen Widerstandstrocknern ist es wichtig, dass das Trocknungsgut einen ausreichend großen aber nicht zu großen ohmschen Widerstand bietet. Das Einsatzgebiet der dielektrischen Wechselfeldtrockner sind Anwendungsfälle, bei denen das Trocknungsgut im Inneren nur geringe Feuchtegehaltunterschiede aufweisen darf. Im allgemeinen sind elektrische Trockner aufgrund der Nutzung elektrischer Energie zu kostenintensiv.

## 3.4 Biomassefeuerungen

In diesem Kapitel erfolgt kurzer Überblick über den derzeitigen Stand der Technik der Biomasseverbrennung bei automatisch beschichteten Feuerungsanlagen über 0,5MW.

Basis für jede Energiegewinnung aus dem jeweils verwendeten Brennstoff und erforderliche Anlagengröße stellt die geeignete Feuerungs- bzw. Vergasungstechnik dar. Für Biomassefeuerungen hat sich in den letzten Jahren die Anlagentechnik sprunghaft verbessert. Durch den Einsatz moderner Feuerungs- und Regelungstechnik ist eine emissionsarme und damit umweltverträgliche Verbrennung möglich. Es gibt mittlerweile eine Vielzahl von unterschiedlichen Feuerungstechnologien für feste Biomassebrennstoffe, von denen die meisten technisch ausgereift und kommerziell verfügbar sind.

Die Biomassevergasung ist im Vergleich zur Biomasseverbrennung technologisch noch nicht so weit entwickelt, es gibt aber international gesehen eine Anzahl von Institutionen und Firmen, die sich mit dieser Technologie intensiv beschäftigen. [28]

Die besonderen verbrennungstechnischen Eigenschaften von biogenen Festbrennstoffen (u.a. der rel. hohe Gehalt an flüchtigen Substanzen) führen zu einer räumlichen Trennung der Feststoffumsetzung (pyrolytische Zersetzung des Brennstoffes und Vergasung des Kokes über die Primärluft) vom Gasausbrand (Verbrennung der Pyrolyse- und Vergasungsprodukte mittels Sekundärluft). Für eine vollständige Oxidierung der Brenngase ist dabei die intensive Durchmischung mit der Sekundärluft das Hauptaugenmerk, denn je besser die Vermischung, umso geringer kann der Luftüberschuß sein, bei dem die Feuerung ohne Freisetzung unverbrannter Gase betrieben werden kann.

Ein niedriger Luftüberschuß ermöglicht erst hohe Verbrennungstemperaturen, da keine unnötig hohen Luftmengen erwärmt werden müssen, und stellt die Voraussetzung für die Verbrennung feuchterer Biomasse. Der Energieverbrauch zur Verdampfung des in der Biomasse vorhandenen Wasser senkt tendenziell das Temperaturniveau weiter ab, und der entstehende Wasserdampf erhöht das Abgasvolumen und den Energieaustausch aus der Feuerungszone zusätzlich.

Beide Zuluftströme werden deshalb getrennt geregelt. Die Primärluft beeinflusst damit

die Feuerungsleistung über die pyrolytische Zersetzung im Glutbett, die Sekundärluft über die vollständige Oxidation der Pyrolyse- und Vergasungsprodukte die Qualität des Ausbrand.

Zur Primärseitigen(Feuerungstechnischen) Minimierung der Staubemissionen ist dabei eine möglichst geringe Strömungsgeschwindigkeit der Rauchgase und eine geringe Bewegung des Brennstoffes im Glutbettes anzustreben.

Automatisch beschichtete Feuerungsanlagen können weiters durch ihre Relativgeschwindigkeiten zwischen Verbrennungsluft und der Brennstoffpartikel in Festbett-, Wirbelschicht- und Flugstromfeuerungen(Staubfeuerungen) unterteilt werden, wie in Abbildung 3.1 dargestellt.

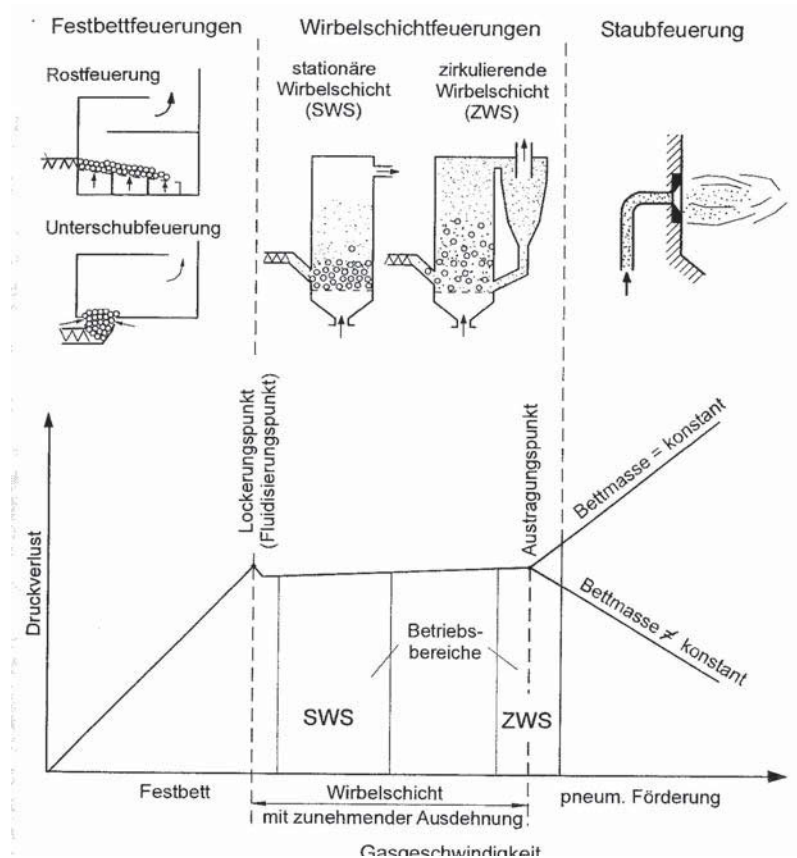


Abbildung 3.1: Gasgeschwindigkeit unterschiedlicher Feuerungsarten

Variationen bzw. Kombinationen dieser Verbrennungstechnologien, wie in Systeme mit Wurfbeschickung und Zyklonbrennkammern sind möglich. [28]

### 3.4.1 Festbettverbrennung

Festbettverbrennungssysteme setzen sich je nach Verlauf der Brennstoffweges/zufuhr aus Vorofen-, Unterschub-, und Vorschubfeuerungen zusammen und sind in einem weiten Leistungsbereich im Einsatz und weisen die unterschiedlichsten Bauformen auf.

Primärluft wird durch das Brennstoffbett geleitet wo die Brennstofftrocknung, die Vergasung und der Holzkohleausbrand erfolgen. Dies geschieht bei geringer Anströmgeschwindigkeit ohne dass diese dadurch wesentlich aufgelockert wird. Der Druckabfall beim Durchströmen der Brennstoffbettes ist zunächst gering und steigt mit der Strömungsgeschwindigkeit an. Die erzeugten brennbaren Gase werden nach Zufuhr von Sekundärluft (üblicherweise in einer eigenen von der Rostzone abgetrennten Nachverbrennzonen) abgebrannt.

#### 3.4.1.1 Vorofenfeuerung

Primär- und Sekundärluft werden hier in baulich getrennten Einheiten zugeführt, damit erfolgt eine starke räumliche Trennung als bei den anderen Feuerungssystemen. Dies bietet die Möglichkeit einer Kontrolle über die Primär- und Sekundärluft und somit über den Ausbrand. Die Vorofeneinheit umfasst die Brennstoffbeschickung und eine meist nach dem Gleichstromprinzip arbeitenden Vorschubrost. Die gasförmigen Produkte werden dann über einen isolierten Flammenkanal in den Flammenraum geleitet, dort mit der Sekundärluftzufuhr gemischt und vollständig verbrannt. Allerdings ist der Platzbedarf relativ hoch und die extra notwendige Dämmung der Vorofeneinheit und des Flammenkanals führt zu erhöhten Wärmeverlusten.



### 3.4.1.2 Unterschubfeuerung

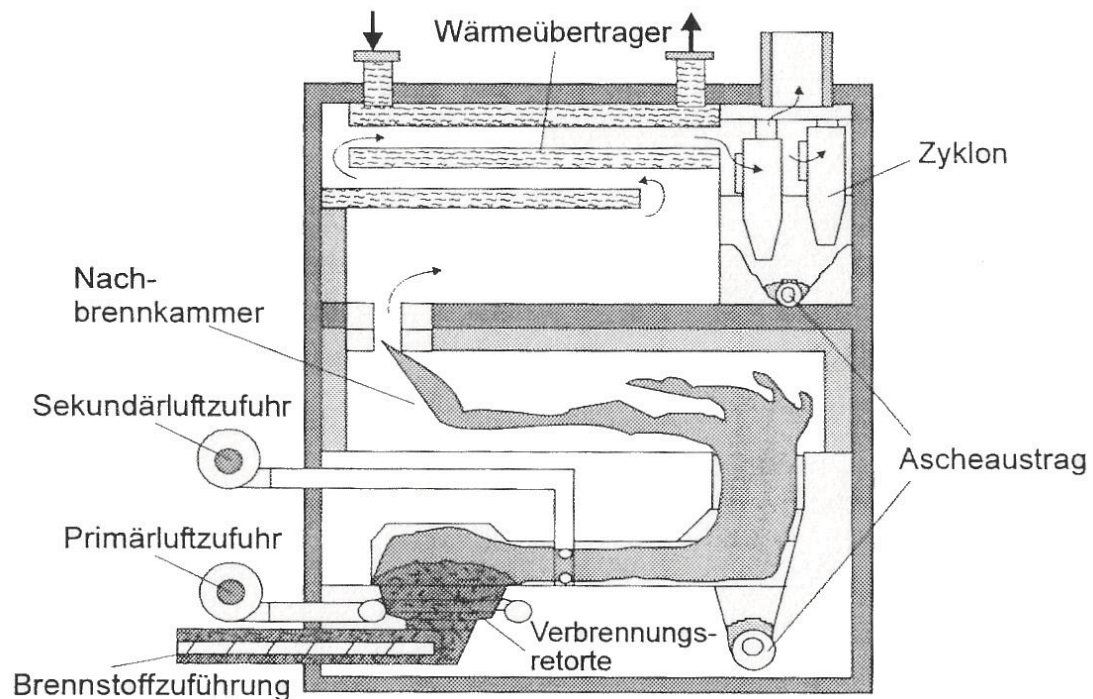


Abbildung 3.2: Unterschubfeuerung

Bei der Unterschubfeuerung wird der Brennstoff von unten in eine Feuermulde, bzw. Retorte eingebracht. Um einen Rückbrand in die Brennstoffzufuhr zu vermeiden müssen Sicherheitseinrichtungen vorgesehen werden. Unterschubfeuerungen sind gut regelbar und zeigen durch die geringen Glut- und Brennstoffmengen im Feuerraum eine schnelle Reaktion auf Laständerungen. Sie eignen sich aufgrund der besonderen Art der Brennstoffzufuhr und Feuerraumgestaltung aber nur für Biomassen mit geringen Aschengehalten und konstanter Brennstoffqualität. Die Kesselnennleistung ist nach oben hin auf ca.  $6\text{MW}_{\text{th}}$  begrenzt, in diesem Leistungsbereich sind die Investitionskosten jedoch niedriger als für Rostfeuerungen.

Besser geeignet für Biomasse mit sehr hohem Wasser- und Aschengehalt wird die Unterschubfeuerung kombiniert mit einem rotierenden Rost als Drehrostfeuerung angeboten. Der Drehrost übernimmt hier die Funktion des Transportes, Trocknung, Zündung

und dem Ascheabtransport.

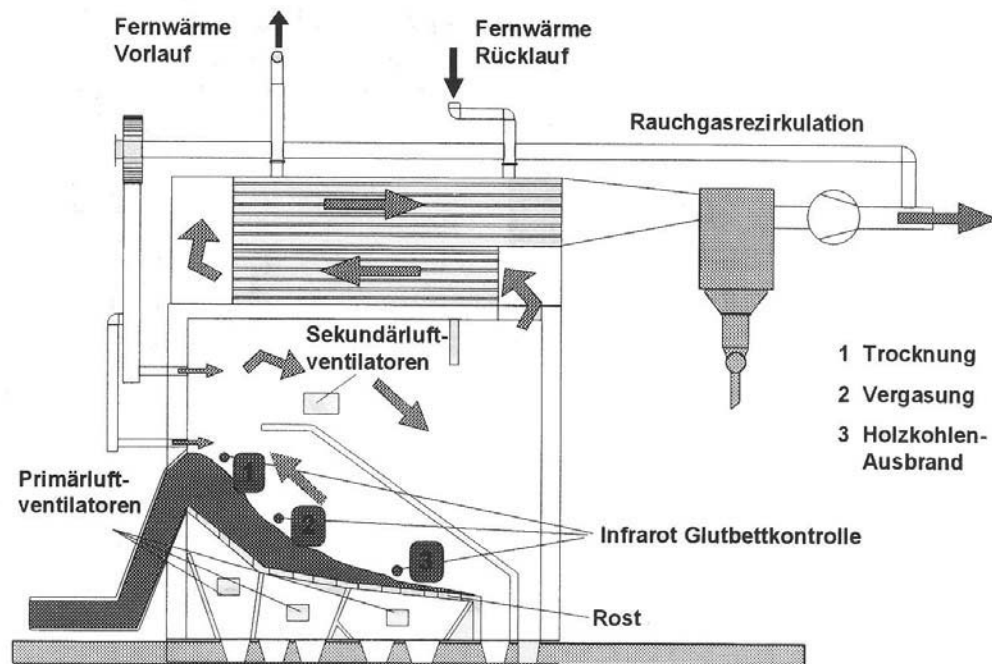


Abbildung 3.3: Vorschubfeuerung

### 3.4.1.3 Vorschubfeuerung

Rostfeuerungen sind im mittleren und größeren thermischen Leistungsbereich die am weitesten verbreitete Feuerungsart. Durch die große Anzahl an Variationen der Rostgestaltung und Brenngasführung eignet sich die Vorschubfeuerung für ein breites Spektrum an Wasser-, Aschegehalt und Korngrößen der unterschiedlichsten Biomassearten.

Eine optimal geregelte Rostfeuerung kann bis zu einer Teillast von 25 – 30% der Kesselnennleistung kontinuierlich betreiben werden.

Die für die Verbrennung am häufigsten eingesetzte Bauart ist der Vorschubrost, zusätzlich sind auch Plan-, Treppen- Wander- und Walzenroste möglich.

Durch zyklische Vor- und Rückwärtsbewegung der einzelnen Rostelemente wandert die Biomasse auf dem Schrägrost vom Aufgabepunkt bis zum Rostende nach unten. Dabei übernimmt der Rost neben dem Brennstofftransport auch die Funktion der Brennstoffdurchmischung und -homogenisierung.

Die Primärluft wird stirnseitig durch die einzelnen Rostelemente eingeblasen, eine Unterteilung in einzelne Sektionen erlaubt die optimale Luftzufuhr entsprechend der unterschiedlichen Phasen der Verbrennung. Neben der Steuerung des Verbrennungsprozess erlaubt die Primärluft in gewissen Grenzen (je nach Anforderungen der optimalen Verbrennung) auch die Kühlung der Rostelemente bei besonders trockenen Brennstoffen mit hohem Heizwert und niedrigen Ascheerweichungspunkt.

Die Sekundärluft wird oberhalb der Brennzone, oder vor Eintritt in die nachgeschaltene Brennkammer eingeblasen.

Neben Steuerung durch Primär- und Sekundärluft wird die Qualität der Verbrennung durch die Abgasführung oberhalb des Rostes bestimmt. Abhängig von Heizwert und Feuchtigkeit des Brenngutes wird zwischen Gegenstrom, Mittelstrom und Gleichstromführung unterschieden.

Für Biomasse mit einem hohen Feuchtigkeitsgehalt wird bevorzugt das Gegenstromprinzip eingesetzt, da hier die heißen Abgase aus der Hauptbrennzone über die Trocknungszone am Anfang des Rostes geleitet werden und ein Teil der bei der Verbrennung freigesetzten Energie zur Verdampfung des Wassers eingesetzt wird. Nachteilig ist die Gefahr von nicht oxydierten Teilgasströmen welche so in den Kessel gelangen können und hohe CO-Werte und unverbrannte Kohlenwasserstoffe im Abgas nach sich ziehen.

Für trockene Brennstoffe wird hingegen die Gleichstromfeuerung zum Einsatz, die sich auch für Brennstoffe mit niedrigen Ascheerweichungstemperatur eignen.

Im Vergleich zu Unterschubfeuerungen reagieren Vorschubrostfeuerungen jedoch durch die große Menge an Brennstoff im Feuerraum träge auf Laständerungen.

Ein weiterer begrenzenden Faktor ist die homogene Durchströmung des Brennstoff-

schichtung mit Primärluft, da bei ungleichmäßiger Verteilung es zu Änderung der Druckverhältnisse kommt. Die Größenverteilung des Brennstoffes selbst hat ebenfalls Einfluß auf die gleichmäßige Rostabdeckung, und dessen Durchströmeigenschaften. [29]

Bewegungen des Brennstoffbettes durch den Rostvorschub führt zu instationären Verbrennungsreaktion welche sich in kontinuierlichen Schwankungen der Abgasqualität bemerkbar macht.

Vorraussetzung und Hauptschwierigkeit für eine optimale Verbrennung liegen somit in der gleichmäßigen Brennstoff und Glutbelegung am Rost die Luftdurchbrüche und eine unvollständige Verbrennung vermeiden sollen. Einerseits ist dafür eine gleichmäßige Querverteilung auf dem Rost notwendig, andererseits eine kontinuierliche und langsame Rostbewegung vom Vorteil. [25]

### 3.4.2 Wirbelschichtfeuerung

Im Vergleich zu Rostfeuerungen ist die Anströmgeschwindigkeit wie aus Abb 3.1 ersichtlich so hoch, dass es zu einer Aufwirbelung des Brennstoffbettes kommt.

Je nach Stärke dieser Aufwirbelung unterscheidet man in eine stationäre und zirkulierende Wirbelschicht.

Der größte Teil der Luft wird als Primärluft von unten zugeführt und ist für die Aufrechterhaltung des Fluidisierungszustandes verantwortlich.

In Wirbelschichtfeuerungen wird der Brennstoff in einer Suspension aus 95 – 98% Intermaterial und 2 – 5% Brennstoff bei 800 – 900 °C verbrannt. Der größte Teil der Asche verbleibt aber nicht im Bett, sondern wird als Flugasche in der nachgeschalteten Entstaubungseinrichtung abgeschieden.

Die energetische Umsetzung findet damit im Bettmaterial statt welches die freigesetzte Verbrennungswärme aufnimmt und somit eine homogene Temperaturverteilung im gesamten Wirbelbett sicherstellt.

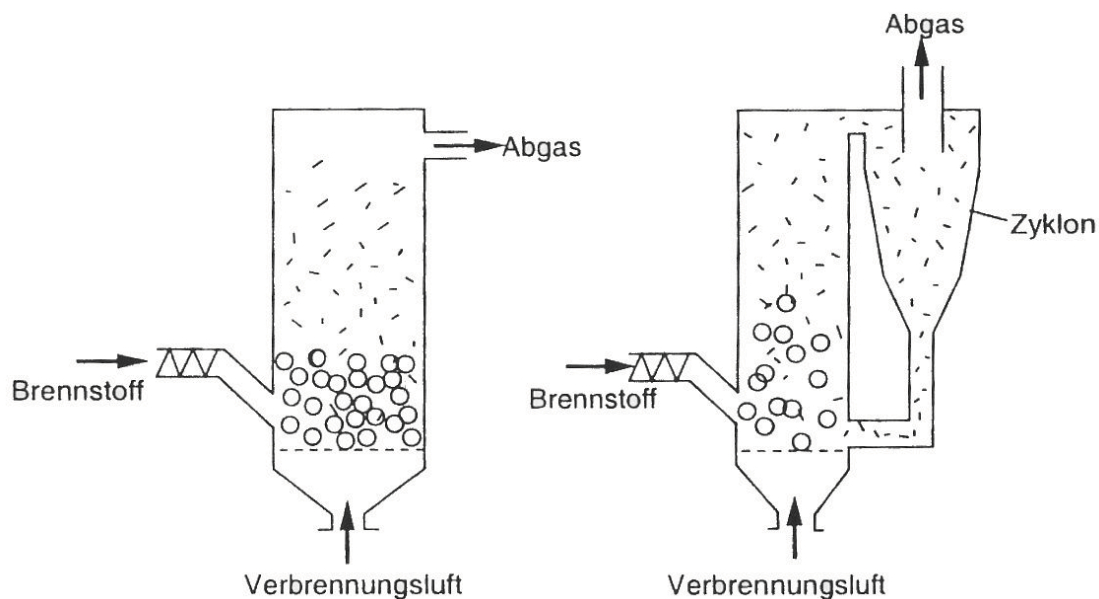


Abbildung 3.4: Wirbelschichtfeuerung

Links dargestellt die stationäre Wirbelschicht, im Vergleich dazu rechts die instationäre Wirbelschicht.

Wirbelschichtfeuerungen eignen sich dadurch für eine breites Brennstoffsoriment, insbesondere in Bezug auf Aschen und Wassergehalt. Limitierend ist vor allem das Aschen-schmelzverhalten da es sonst zu Agglomeration des Bettmaterials kommen kann.

Für Biomassen mit niedrigen Ascheerweichungspunkt werden spezielle Wirbelschicht-anlagen ohne Tauchheizflächen eingesetzt, wo die Betttemperatur auf  $<700^{\circ}\text{C}$  abge-senkt werden kann.

Solch stationäre Wirbelschichtfeuerungen Jahre werden im Bett unterstöchiometrisch betrieben, und die unverbrannten Substanzen im darüber liegenden Freiraum mittels der Sekundärluft vollständig aufoxidiert. Eine genaue Steuerung der Sekundärluft und Rezirkulationsgase hält die Temperatur in den Nachverbrennungszonen dabei unter dem Ascheerweichungspunkt.

Bei der zirkulierenden Wirbelschicht erfolgt eine noch deutlich größere Zugabe an Pri-märluft, wodurch eine noch intensivere Durchmischung von Brennstoff und Bettmaterial

erreicht wird. Allerdings wird dadurch Bettmaterial mit dem Rauchgas ausgetragen und muss über Trennvorrichtungen wieder der Feuerung zugeführt werden. Weiters treten die gleichen Nachteile auf wie bei der stationären Wirbelschicht.

Durch den hohen apparativen Aufwand (höherer Druckabfall im Vergleich zu Rostfeuerungen, Anfahren des kalten Bettmaterials) werden Wirbelschichtfeuerungen erst an 10MW (stationäre Wirbelschicht) bzw. 30MW (zirkulierende Wirbelschicht) wirtschaftlich interessant.

Nachfolgende Tabellen zeigen die Vor- und Nachteile der einzelnen Feuerungsarten dar.

### 3.4.3 Einblasfeuerung

Das gemeinsame Kennzeichen der verschiedenen Arten an Einblasfeuerungen ist der gemeinsame Eintrag des Brennstoffes mit einem Teil der Verbrennungsluft. Um eine Selbstzündung zu erreichen muss der Brennstoff einen Wassergehalt von unter 15 – 20% aufweisen, für das Anfahren der Anlage auf eine Minimaltemperatur von 450 – 500°C wird ein Zündbrenner benötigt.

Der Ausbrand der eingeblasenen Brennstoffpartikel erfolgt im Flug, bei manchen Ausführungen bzw. Brennstoffarten wird die Einblasfeuerung mit einer Rostfeuerung kombiniert wo größere Brennstoffteilchen nachverbrennen.

Als Folge der Verbrennung im Luftstrom und des hohen Feinanteils des Brennstoffes weist das Rauchgas einen hohen Staubanteil auf, was einen erhöhten Entstaubungsaufwand mit sich bringt.

Moderne Einblasfeuerungen sind kontinuierlich geregelt, d.h. die eingebrachte Brennstoffmenge und Verbrennungsluft ist genau auf die Feuerungsleistung abgestimmt, womit Emissionsniveaus erreicht werden die unter denen von Unterschub- und Rostfeuerungen liegen können. Die wesentlichen Vorteile liegen in der guten und schnellen Regelbarkeit sowie das Erreichen hoher Ausbrandqualitäten bei geringen Luftüberschuß-

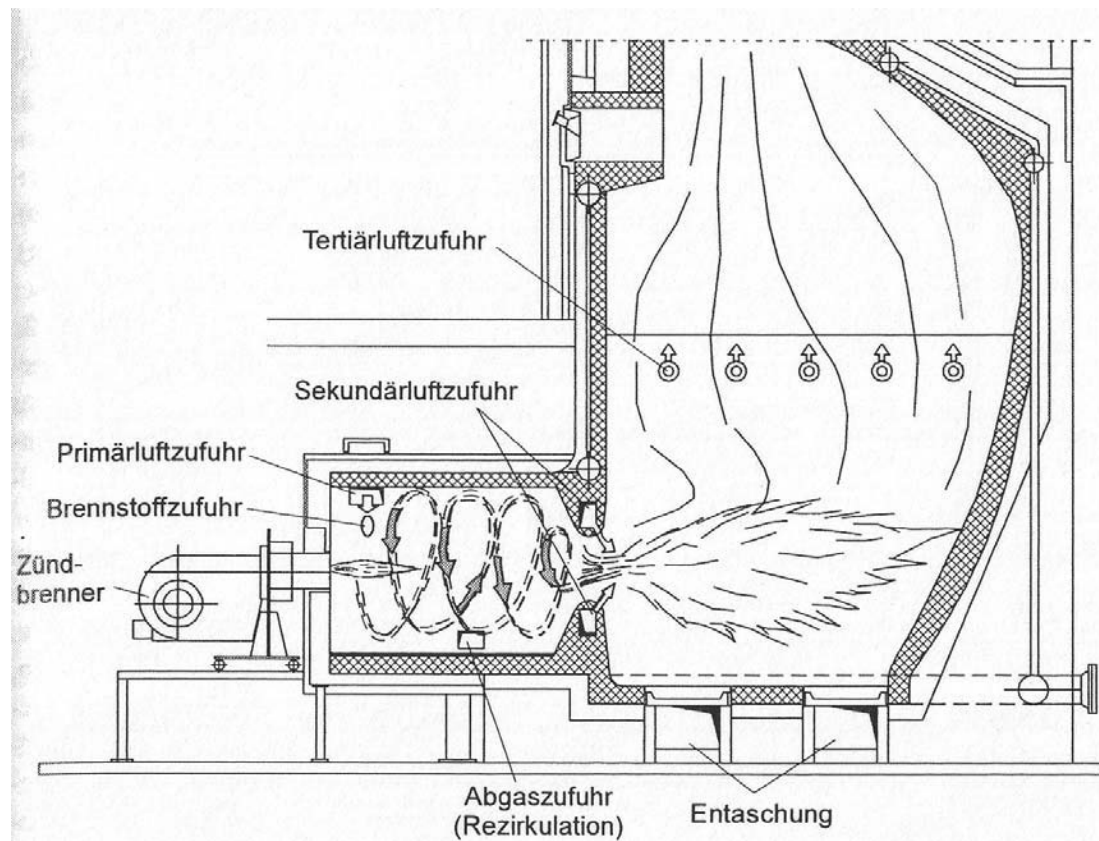


Abbildung 3.5: Einblasfeuerung

zahlen.

Eine Sonderform der Einblasfeuerung stellt die Staubfeuerung dar, welche auf Erfahrungen der Kohlestaubverbrennung aus Kraftwerken aufbaut. Sie weisen Ähnlichkeiten mit Öl- oder Gasbrennern auf und sind für Brennstoff <1mm Durchmesser geeignet.

Große Staubbrenner werden vor allem in Skandinavien mit Erfolg in Großfeuerungsanlagen eingesetzt. Der Holzstaub wird aus zermahlenden Holzpellets gewonnen welche in konventionellen Kohlemühlen umgerüsteter Kohlekraftwerke zermahlen werden. [14, 31]

## 3.5 Rauchgasfilteranlagen

Die bei der Verbrennung naturbelassener Biomasse freigesetzten Staub- bzw. Partikelemissionen setzen sich aus Aschepartikel, sowie bei nicht vollständiger Verbrennung gebildeten Ruß und weiterer unverbrannten Stoffen zusammen.

Können dabei die gesetzlich geforderten Emissionsgrenzwerte durch primäre Maßnahmen (wie u.a. gestufte Verbrennung, Abgasrückführung) der Biomassefeuerung nicht erreicht werden, sind entsprechende Filter bzw. Reinigungsanlagen vorzusehen.

Welche dieser sog. Sekundärmaßnahmen zum Einsatz kommen unterliegen dem eingesetzten Brennstoff, der Feuerungstechnik sowie der Anlagengröße welche die einzuhaltenen Emissionsgrenzwerte vorgibt.

Abgesehen von den gesetzlich vorgeschriebenen Grenzwerte können weitere Maßnahmen notwendig werden falls es zu Akzeptanzproblemen in der Bevölkerung kommt. (z.B Schwadenbildung in einem Tourismuszentrum).

Partikelförmige Emissionen können durch folgende Verfahren abgeschieden werden:

- Schwerkraft- sowie Fliehkraftabscheidung (Zyklon)
- Filtration durch Gitterwirkung bzw. Kuchenaufbau (Gewebefilter, Keramikfilter)
- Abscheidung durch elektrische Feldkräfte (Elektrofilter)
- Abgaskondensation

Abbildung 3.6 verdeutlicht die Fraktionsabscheidegrade über die Korngröße der jeweiligen genannten Filteranlagen.



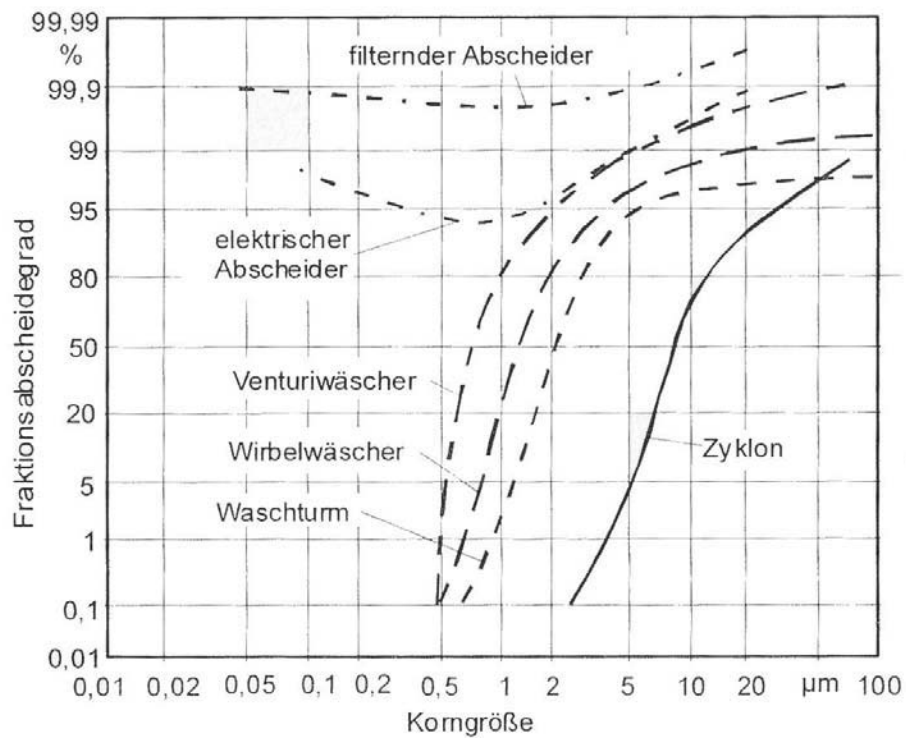


Abbildung 3.6: Abscheidegrade

### 3.5.1 Zyklon

Zyklon- oder Fliehkraftabscheider stellen die einfachste Technologie zur Entstaubung dar, scheiden bei akzeptablen Druckverlusten jedoch nur Teilchen  $> 10 \mu\text{m}$  (Andere Quellen schreiben von  $3\text{-}5 \mu\text{m}$ ) effizient ab, was in Rauchgas von Hackschnitzel- und Rindenfeuerungen zu Reststaubgehalten von  $120 \text{mg}/\text{Nm}^3$  bis  $250 \text{mg}/\text{Nm}^3$  führt. [29, 31] Zykclone werden daher primär als Vorabscheider eingesetzt, zur Feinabscheidung werden andere Verfahren benötigt.

Zur Verbesserung der Abscheideleistung und Minimierung der Druckverluste können Zykclone zu Multizykclonen parallel geschaltet werden.

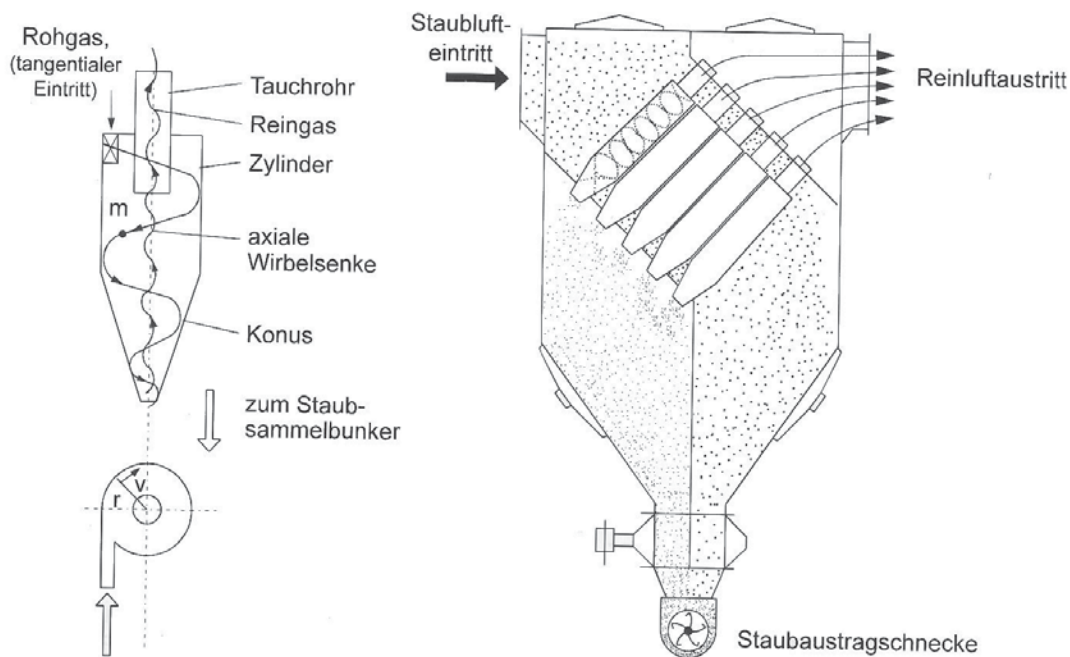


Abbildung 3.7: Zyklon

Schema eines Zyklons mit Anordnung zum Multizyklon.

### 3.5.2 Partikelseparator

Eine Weiterentwicklung des Zyklon stellt der Partikelseparator dar. Wie in Abbildung 3.8 dargestellt bilden rotierende Kanäle in der Form einer Wabenstruktur das zentrale Element dieses Verfahrens. Durch Rotation auftretende Fliehkräfte bleiben die Rauchgaspartikel an den Wänden der Wabenkanäle zurück, während das gereinigte Gas den Abscheider verläßt. Die hohe Rotationsgeschwindigkeit dieser Kanäle sorgt dabei für eine besser Abscheidewirkung der feineren Rauchpartikel als beim Zyklon. Das in den Röhren angesammelte Material wird durch periodische Druckluftstöße entfernt und wird nach unten ausgetragen.

Im Vergleich zu einem Zyklon ist eine verbesserte Abscheidung von  $<1 \mu\text{m}$  möglich, jedoch werden nicht die von Gewebefilter erzielbare Reingaswerte erreicht. Die Verwendung beweglicher Einbauten und die Notwendigkeit eines elektrischen Antriebes

und Druckluftversorgung führen zudem zu einem konstruktiven und betrieblichen Mehraufwand.

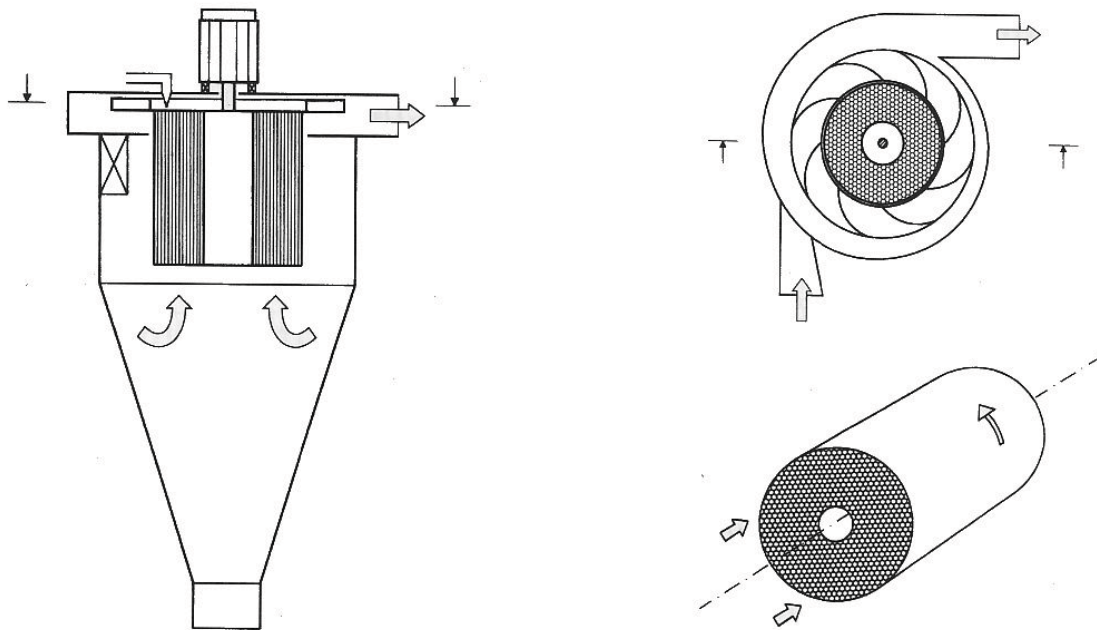


Abbildung 3.8: Rotierender Partikelseparator

### 3.5.3 Gewebefilter

In Gewebefiltern wie in Abbildung 3.9 ersichtlich sorgen Schichten aus Glas-, Mineral-, Metall- aber auch aus Natur- und Kunstfasern für die abscheidende Wirkung. Das Rauchgas diffundiert dabei durch die Feststoffschicht und lagert sich am Gewebematerial ab. Zur Aufrechterhaltung der Filterfunktion erfolgt eine periodische bzw. über Differenzdruckmessung ausgelöste Reinigung mittels Spülgas oder Abklopfen.

Die Abscheideeffizienz von Gewebefilter ist unabhängig von der Korngrößenverteilung der Partikel, der wesentlich limitierende Faktor ist die Abgastemperatur, da bei Unterschreitung der Taupunkttemperatur es zu Verstopfungen des Filters kommen kann, andererseits eine Überschreitung der max. Betriebstemperatur zur thermischen Schädigung des Filtermaterials. Je nach Filterart und Staubzusammensetzung lassen sich

Reingaswerte von unter 1 bis 10 mg/Nm<sup>3</sup> (bei 11 Vol.-% O<sub>2</sub>) mit Partikelabscheidegrößen von 0,1 bis 10 μm erreichen. [31]

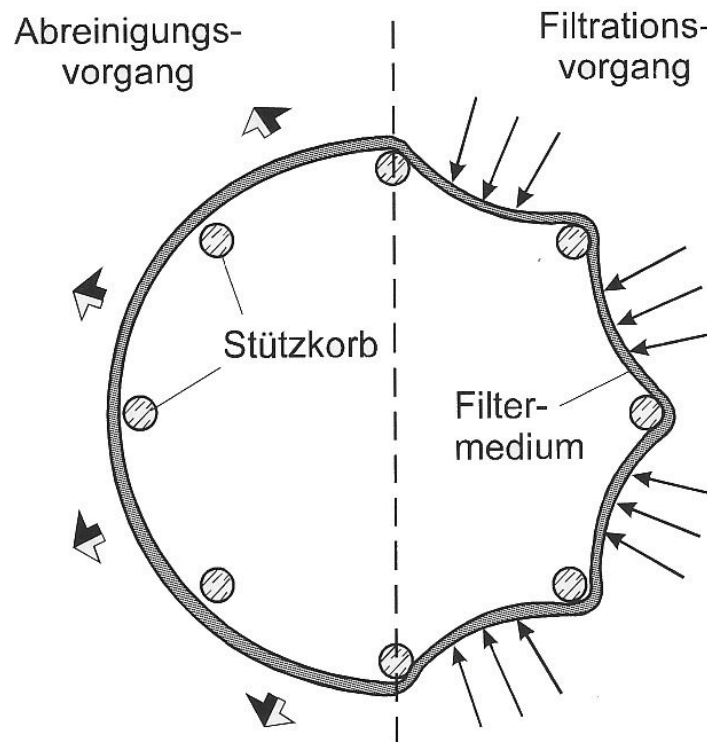


Abbildung 3.9: Gewebefilter

Die zulässige Abgastemperaturen für Gewebefilter liegt bei 250°C, für Metallfilter bei 400°C, wobei zu hohen Temperaturen wiederum die Bildung von NO<sub>x</sub> und Dioxin im Filter begünstigen.

Versuche mit Keramikmaterialien zeigten eine hohe Anfälligkeit an Temperaturspannungen, weiters hohe Investitionskosten (Material) und Betriebskosten durch hohen Druckverlust (je nach Bauart 15-50mbar).

### 3.5.4 Elektrofilter

Staubpartikel bzw. Nebeltröpfchen können durch Einwirkung eines elektrischen Feldes, je nach Anwendungsfall zwischen 20 und 100 kV abgeschieden werden. Das Abscheidprinzip unterliegt keiner Einschränkung hinsichtlich der Feinheit der abzuscheidenden Partikelgröße, somit können auch für Feinstäube sehr hohe Abscheidegrade von 10 bis 20 mg/Nm<sup>3</sup> (bei 11 Vol.-% O<sub>2</sub>) erreicht werden.

Das Abscheideminimum der Partikel liegt physikalisch bedingt zwischen 0,2µm und 0,5µm, dazwischen liegende Partikel werden nur unzureichend (Fraktionsabscheidegrad von 90%) abgeschieden.

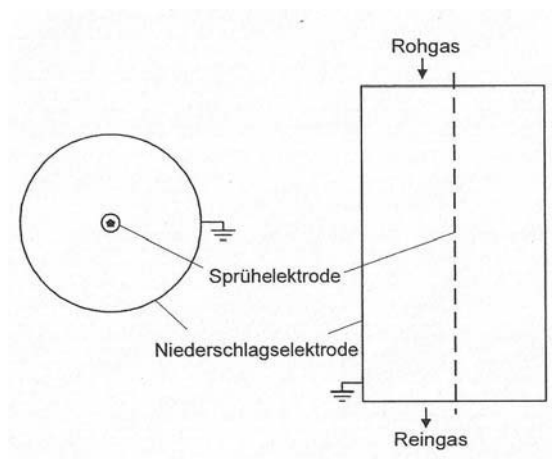


Abbildung 3.10: Elektrofilter

Elektrofilter wie in Abbildung 3.10 ersichtlich besitzen im Vergleich zu Gewebefilter einen geringeren Druckverlust und sind auch unempfindlich gegen Funkenflug und Taupunktunterschreitungen, weisen bei hohen Abgastemperaturen jedoch auch hier die Gefahr einer Dioxin und NO<sub>x</sub>-Bildung auf. Allerdings sind Elektrofilter durch hohe Investitions- und elektrische Kosten im Betrieb gekennzeichnet. [31]

### 3.5.5 Abgaskondensation

Während die Bedeutung der Abgaskondensation hauptsächlich in der Wärmerückgewinnung liegt, wird auch ein Abgasreinigungseffekt für Partikel und weitere Komponenten erzielt. Je nach Rohgasbeladung und Partikelgröße ist mittels Abgaskondensation eine Staubreduktion von 30–90% möglich, wobei sich die 90% auf hohe Rohgasbeladungen mit Partikel  $>2\mu\text{m}$  bezieht, bei geringe Rohgasbeladungen mit Partikel  $<1\mu\text{m}$  ist eher mit einer Staubreduktion von 30–50% zu rechnen. [31]

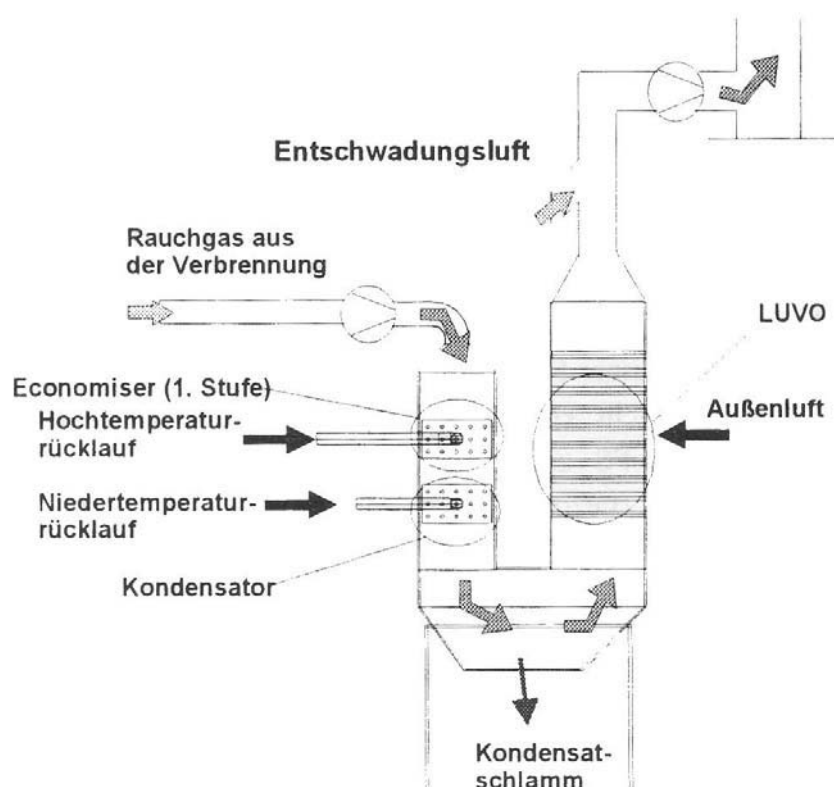


Abbildung 3.11: Schema einer Rauchgaskondensationsanlage

Kombiniert mit einem Elektrofilter ermöglicht der an der Elektrodenwand abfließende Kondensatfilm eine automatische Reinigung des Filters und die durch Agglomeration der gesättigten Atmosphäre gebildeten Aerosolpartikel eine Verbesserung der Abscheideeffizienz.

## 3.6 Anfallende Aschenfraktionen

Die Aschegehalte der einzelnen Biomasse-Brennstoffe wie in Abbildung 3.12 ersichtlich liegen je nach Biomasse zwischen 0,5 Gew.– % (Weichholz) und 5-8 Gew.– % (Rinde) der Trockensubstanz (TS). Neben diesen mineralischen Bestandteile kann die Asche aus Biomassefeuerungen noch die am Brennstoff anhaftenden Verunreinigungen (z.B. Steine, Sand) und organische Bestandteile (u.a. unvollständig verbranntes Holz, Ruß) sowie bei der Verbrennung von Holzabfällen ggf. auch Metallteile und andere Verunreinigungen enthalten. Während in Kleinanlagen ohne Entstaubungseinrichtungen die Asche sich im Allgemeinen nur aus einer Fraktion zusammensetzt, fällt in größeren Biomassefeuerungen die Asche normalerweise in drei unterschiedlichen Fraktionen an. [26]

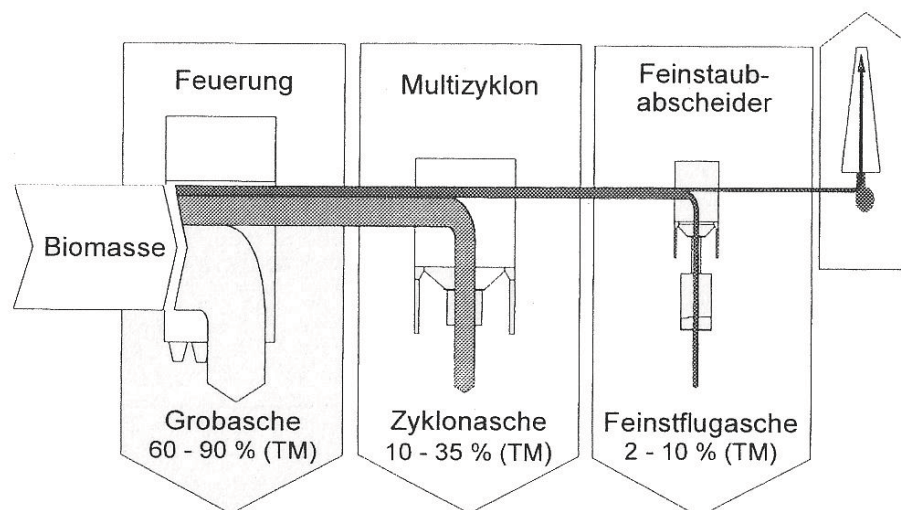


Abbildung 3.12: Aschenfraktionen

### 3.6.1 Grob- oder Rostasche

Grob- oder Rostasche fällt im Verbrennungsteil der Feuerungsanlage als überwiegend mineralischer Rückstand der eingesetzten Biomasse an. Sie ist meist mit in der Bio-

masse enthaltenen Verunreinigungen wie Sand, Erde und Steine durchsetzt. Häufig sind, speziell beim Einsatz von Rinde und Stroh als Brennstoff, gesinterte Aschenteile und Schlackenbrocken in der Grobasche enthalten.

### **3.6.2 Flugasche/Zyklonasche**

Flugasche besteht aus in den Rauchgasen mitgeführte feinen Partikeln. Die feste, überwiegend anorganischen Brennstoffbestandteile fallen als Stäube im Wendekammer- und Wärmetauscherbereich der Feuerung, sowie in den, dem Kessel nachgeschalteten Fliehkraftabscheider (Zyklonen) an.

### **3.6.3 Feinstflugasche**

Als Feinstflugasche wird die in Elektro- oder Gewebefilter bzw. als Kondensationschlamm in Rauchgaskondensationsanlagen anfallende Flugaschefraktion bezeichnet. Bei Feuerungen ohne eine derartige Abgasreinigung wird die Feinstflugasche als Reststaub in die Atmosphäre abgegeben.



## 4 Anlagenaufbau

### 4.1 Anlagenbeschreibung am Beispiel Göss

Abbildung 4.1 veranschaulicht das Anlagenschema der Biertreberverbrennung in der Brauerei Göss.

Die Anlage lässt sich grob in folgende 3 Hauptbereiche einteilen:

- Bandpresse mit Nasstrebersilo
- Biomassekessel mit Trockentrebersilo
- Abgasreinigung mit Ascheaustrag

#### 4.1.1 Bandpresse

Die Nasstreber aus dem Sudhaus mit einen Trockensubstanzgehalt von ca. 20% wird aus Gründen des chargenweisen Produktionsanfalls in einem Nasstrebersilo zwischengelagert um einen kontinuierlichen Betrieb der Bandpresse zu gewährleisten.

Durch die Entwässerung in der Bandpresse erhöht sich der Trockensubstanzanteil auf ca. 41%. Das aus der Presse anfallende Presswasser wird über einen Drehsieb gefiltert und die Feststofffraktion wieder der Presse zugeführt, die Presswasserfraktion wird in

der jetzigen Anlage aus Gründen der anaeroben Biogasproduktion der werkseigenen Kläranlage zugeführt.

Nach der Behandlung in der Bandpresse ist die Treber biologisch weitgehend stabil genug um über einen längeren Zeitraum (Zeiten der Kesselstillstandes) zwischengespeichert werden zu können.

### **4.1.2 Biomassekessel**

Der gepresste Treber wird in einem Trockentrebersilo für das wöchentliche Anfahren zwischengespeichert und von dort dem Biomassekessel zur Verfügung gestellt. Als Anfahrhilfe für die Verbrennung, bedingt durch den hohen Wassergehalt der Treber, steht dem Biomassekessel ein Silo mit Holzpellets zur Verfügung. Bis zum Erreichen der gewünschten Verbrennungstemperatur wird der Kessel mit Holzpellets angeheizt, ab Überschreitung dieser erfolgt eine steigende Umsosierung auf Biertreber.

### **4.1.3 Abgasfilterung**

Das bei der Verbrennung entstehende Rauchgas wird einer 2stufigen Reinigung unterzogen. Die 1ste Stufe umfasst eine Feinstaubabscheidung über einen Zyklon, die 2te Stufe die Feinstaubabscheidung über einen E-Filter. Die jeweilig anfallenden Aschefraktionen werden in Aschekontainer zur weiteren Behandlung überführt. Nachfolgend wird die Restwärme der Rauchgases über einen 2Wege-Luftvorwärmer zur Vorwärmung der Verbrennungsluft genutzt. Zur Vermeidung einer Rauchgaskondensation beim Anfahren des Kessels ist der E-Filter und Luftvorwärmer mit einem temperaturgesteuerten Bypass ausgestattet.

### Anlagenbeschreibung - Göss Bestand

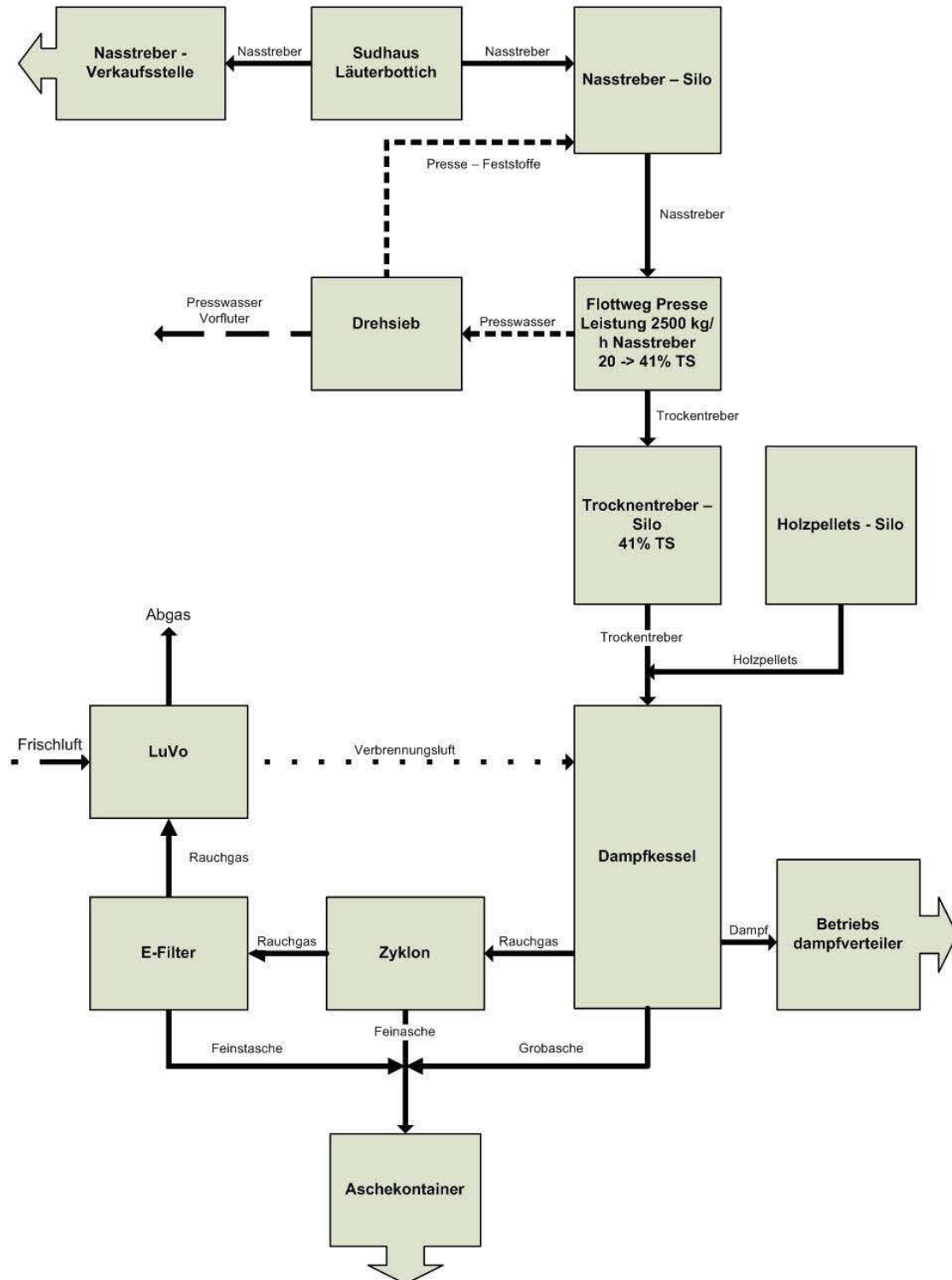


Abbildung 4.1: Anlagenbeschreibung am Beispiel der Treberverbrennung Göss

# 5 Verbrennungsrechnung

## 5.1 Durchführung der Verbrennungsrechnung

Als Ziel das Rauchgases als Trocknungsmedium des Birtreber einzusetzen ist es zuerst notwendig die Rauchgasmenge und -zusammensetzung zu kennen. [20] [23] Dabei wurde besonderes Augenmerk auf die Veränderung der Wasserbeladung des Trockenen Abgasstromes mit zunehmender Verbrennungsluftmenge und abnehmenden Wassergehalt des Birtreber gerichtet.

Grundlage dafür ist Birtreber in einer Zusammensetzung wie in der Elementaranalyse Tabelle 5.1 gegeben.

### 5.1.1 Heizwert

Der Heizwert  $H_u$ , der zur Bestimmung der adiabaten Verbrennungstemperatur und folgend dem notwendigen Luftüberschuß wird über die empirische Formel nach Boie ermittelt.

$$H_u = 34,834 \cdot c_C + 93,868 \cdot c_H - 10,802 \cdot c_O + 6,28 \cdot c_N + 10,467 \cdot c_S - 2,449 \cdot c_{H_2O} \quad (5.1)$$

$c_C, c_H, c_O, c_N, c_S, c_{H_2O} \dots$  [kg/kg FS]

$H_u$   $\dots$  Heizwert des Brennstoffs [MJ/kg FS]

Tabelle 5.1: Elementaranalyse der Biertreber aus Göss

Bestandteil	Massen %
Kohlenstoff	20,66
Wasserstoff	2,90
Stickstoff	1,34
Sauerstoff	15,70
Wasser	58,00
Schwefel	0,13
Chlor	0,01
Asche	1,26

Folgend der Elementaranalyse beträgt der Heizwert somit 6899,76 kJ/kg und entspricht der Wärmemenge bei vollständiger Verbrennung 1 Kilogramm Treber bei 58% Wassergehalt wenn das bei der Verbrennung gesamt vorliegende Wasser verdampft wurde.

Die Veränderung dieses Heizwertes durch weitere Trocknung des Biertrebers, ergibt folgende wie in Tabelle 5.2 ersichtliche Werte.

### 5.1.2 Luftüberschuss

Grundlagen zur Bestimmung ist die adiabaten Flammentemperatur bei unterschiedlichen Wassergehalten und der daraus entsprechende Rauchgaszusammensetzung. Die maximale oder adiabate Flammentemperatur ist definiert als die Temperatur die erreicht wird wenn bei vollständiger Verbrennung keine Wärmeabfuhr an die Umgebung stattfindet. Diese Temperatur errechnet sich aus dem Heizwert, den spezifischen Wärmekapazitäten und Temperaturen der zu und abgeführten Gasströme.

Tabelle 5.2: Heizwert abhängig vom Wassergehalt

% WS	Hu
%	[kJ/kg]
58	6899,76
48	9125,65
38	11351,55
28	13577,44
18	15803,34
8	18029,23

$$\vartheta_{th} = \frac{H_u + (L_\lambda * c_{pm,Luft} * \vartheta_{Luft})}{V_{\lambda,feucht} * c_{pm,Rauchgas}} \quad (5.2)$$

$c_{pm,Rauchgas}$  ... mittlere Wärmekapazität des Rauchgases [kJ/kgK]

$c_{pm,Luft}$  ... mittlere Wärmekapazität der Verbrennungsluft [kJ/kgK]

$\vartheta_{th}$  ... adiabate Verbrennungstemperatur [K]

$\vartheta_{Luft}$  ... Temperatur der Verbrennungsluft [K]

$H_u$  ... Heizwert [kJ/kg]

$L_\lambda$  ... tatsächlicher Verbrennungsluftbedarf [ $m^3/h$ ]

$V_{\lambda,feucht}$  ... Rauchgasmenge, feucht [ $m^3/h$ ]

Der tatsächliche Luftbedarf  $L_\lambda$  wiederum ist ein vielfaches des theoretischen Luftbedarfes  $L_{min}$  multipliziert mit der Luftüberschußzahl  $\lambda$  wodurch sich ergibt:

$$\vartheta_{th} = \frac{H_u + (L_{\lambda,min} * \lambda * c_{pm,Luft} * \vartheta_{Luft})}{(V_{\lambda,feucht,min} + L_{\lambda,min} * (1 - \lambda)) * c_{pm,Rauchgas}} \quad (5.3)$$

$V_{\lambda, feucht, min}$  entspricht der Rauchgasmenge des theoretischen Luftbedarfes, erweitert mit von der Verbrennungsluft stammende  $L_{\lambda, min} * (1 - \lambda)$  Luftüberschusses.

### 5.1.3 Umrechnungsfaktoren

Der erste Schritt zur Bestimmung der Luftüberschußzahl  $\lambda$  ist die Bestimmung der minimal notwendigen Sauerstoffmenge. Hierzu wurden die Verbrennungsgleichungen und in die Beziehung für die Umrechnung vom festen in den gasförmigen Zustand die jeweiligen Werte für die Molvolumen(MV) und Molekulargewichte(MG) eingesetzt.

Der Vollständigkeit halber wurden die Gleichungen um den im Treber enthaltenen Stickstoff und Wasser ergänzt.

#### Kohlenstoff



$$MG_C = 12,011 \text{ kg/kmol};$$

$$MV_{O_2} = 22,392 \text{ m}_N^3/\text{kmol}; \quad (5.5)$$

$$MV_{CO_2} = 22,261 \text{ m}_N^3/\text{kmol}$$

Mit den Werten aus 5.5 ergibt sich dann ein Bedarf von  $1,86 \text{ m}_N^3 \text{ O}_2/\text{kg}$  Kohlenstoff, wobei  $1,88 \text{ m}_N^3 \text{ CO}_2$  entstehen.

#### Wasserstoff



$$MG_{H_2} = 2,0158 \text{ kg/kmol};$$

$$MV_{O_2} = 22,392 \text{ m}_N^3/\text{kmol}; \quad (5.7)$$

$$MV_{H_2O} = 22,413 \text{ m}_N^3/\text{kmol}$$

Mit den Werten aus 5.7 ergibt sich dann ein Bedarf von  $5,55 \text{ m}_N^3 \text{ O}_2/\text{kg}$  Wasserstoff, wobei  $11,12 \text{ m}_N^3 \text{ H}_2\text{O}$  entstehen.

## Schwefel



$$MG_S = 32,0601 \text{ kg/kmol};$$

$$MV_{O_2} = 22,392 \text{ m}_N^3/\text{kmol}; \quad (5.9)$$

$$MV_{SO_2} = 21,856 \text{ m}_N^3/\text{kmol}$$

Mit den Werten aus 5.9 ergibt sich dann ein Bedarf von  $0,69 \text{ m}_N^3 \text{ O}_2/\text{kg}$  Schwefel, wobei  $0,71 \text{ m}_N^3 \text{ SO}_2$  entstehen.

## Sauerstoff



$$MG_{O_2} = 31,9988 \text{ kg/kmol};$$

$$MV_{O_2} = 22,392 \text{ m}_N^3/\text{kmol} \quad (5.11)$$

Mit den Werten aus 5.11 ergibt sich dann eine Entstehung von  $0,77 \text{ m}_N^3 \text{ O}_2/\text{kg}$  gebundenen Sauerstoff.

## Stickstoff

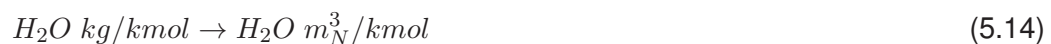


$$MG_{N_2} = 28,0134 \text{ kg/kmol};$$

$$MV_{N_2} = 22,403 \text{ m}_N^3/\text{kmol} \quad (5.13)$$

Mit den Werten aus 5.13 ergibt sich dann eine Entstehung von  $0,80 \text{ m}_N^3 \text{ N}_2/\text{kg}$  gebundenen Stickstoff.

## Wasser



$$MG_{H_2O} = 18,0152 \text{ kg/kmol};$$

$$MV_{H_2O} = 22,4134 \text{ m}_N^3/\text{kmol} \quad (5.15)$$

Mit den Werten aus 5.15 ergibt sich dann eine Entstehung von  $1,24 \text{ m}_N^3$  Wasserdampf/kg vorhandenen Wasser.



## 5.1.4 Berechnung der einzelnen Gasmengen

### Theoretischer Sauerstoffbedarf

Unter dem theoretischen Sauerstoffbedarf versteht man jene Menge an Sauerstoff welche zur vollkommenen Verbrennung einer bestimmten Menge Brennstoff unter optimalen Bedingungen notwendig ist.

Aus den genannten Umrechnungsfaktoren lässt sich somit folgende Gleichung aufstellen:

$$O_{2min} = 1,86 * c_C + 5,55 * c_H + 0,69 * c_S - 0,77 * c_O \quad [m_N^3/kg] \quad (5.16)$$

$c_C, c_H, c_S, c_O \dots$  [kg/kg FS]

Da in der Regel der für die Verbrennung notwendige Sauerstoff aus der Verbrennungs- und somit Umgebungsluft gedeckt wird, rechnet man mit 21 Vol% Sauerstoff und 79 Vol% Stickstoff.

Der theoretische Luftbedarf beträgt somit:

$$L_{min} = O_{2min} * \frac{1}{0,21} \quad [m_N^3/kg] \quad (5.17)$$

### Theoretische Verbrennungsgasmenge

Ausgehend vom theoretischen Luftbedarf lässt sich somit jene Gasmenge bestimmen, welche bei der vollständigen Verbrennung mit der theoretischen Luftmenge gebildet wird, unterteilt in die entstehende trockene- 5.18 und feuchte Gasmenge 5.19.

$$V_{min,tr} = 1,86 * c_C + 0,69 * c_S + 0,8 * c_N + 0,79 * L_{min} [m_N^3/kg] \quad (5.18)$$

$$V_{min,f} = 1,86 * c_C + 0,69 * c_S + 0,8 * c_N + 0,79 * L_{min} + 11,12 * c_H + 1,24 * c_{H_2O} [m_N^3/kg] \quad (5.19)$$

## Tatsächliche Luftbedarf

In der Regel reicht der theoretische Luftbedarf nicht aus sondern liegt um ein vielfaches in Form der Luftzahl  $\lambda$  höher.

$$L_\lambda = \lambda * L_{min} [m_N^3/kg] \quad (5.20)$$

$\lambda > 1$  ... Verbrennung mit Luftüberschuß

$\lambda = 1$  ... Luftsatte Verbrennung, die Verbrennung erfolgt mit der theoretisch notwendigen Sauerstoffmenge

$\lambda < 1$  ... Verbrennung mit Luftmangel, das Verbrennungsgas wirkt reduzierend.

## Tatsächliche Verbrennungsgasmenge

Die tatsächliche Verbrennungsgasmenge ist somit um den Betrag der überschüssigen Verbrennungsluft größer als die theoretische Verbrennungsgasmenge.

$$V_{tat} = V_{min} + (\lambda - 1) * L_{min} [m_N^3/kg] \quad (5.21)$$

Die tatsächliche Verbrennungsgasmenge lässt sich somit wiederum in eine entstehende trockene 5.22 und feuchte Gasmenge 5.23 unterteilen.

$$V_{tat,tr} = 1,86 * c_C + 0,69 * c_S + 0,8 * c_N + 0,79 * L_{min} + (\lambda - 1) * L_{min} [m_N^3/kg] \quad (5.22)$$

$$V_{tat,f} = 1,86 * c_C + 0,69 * c_S + 0,8 * c_N + 0,79 * L_{min} + (\lambda - 1) * L_{min} + 11,12 * c_H + 1,24 * c_{H_2O} [m_N^3/kg] \quad (5.23)$$

### **Berechnung des Luftüberschusses mit unterschiedlichem Wassergehalt des Biotreber.**

Ausgehend von den Formeln aus 5.18 bis 5.23 wurde  $V_{tat,tr}$  und  $V_{tat,f}$  für  $\lambda$  Wert von 1 bis 4 in 0,5 Schritten bestimmt.

Die Berechnungen lassen einen eindeutigen Trend zur Zunahme des Rauchgasvolumens/kg Brennstoff über alle  $\lambda$  - Werte erkennen, welcher aber geringer ausfällt als die Zunahme des Heizwertes/kg Brennstoff.

Das genaue Rauchgasvolumen wurde im nächsten Schritt über die adiabate Verbrennungstemperatur bestimmt.

### **Bestimmung der Luftüberschußzahl für die gewünschten adiabate Verbrennungstemperatur.**

Die Verbrennungstemperatur ist so einzustellen dass ein vollständiger Ausbrand gewährleistet ist. Für die Verbrennung von Biomasse muss laut gesetzlichen Bestimmungen eine Verweilzeit von 2 Sekunden in der Verbrennungszone bei einer Verbrennungstemperatur von mindestens 850 °C gewährleistet sein.

Während die Verweilzeit von der Brennraumgeometrie bestimmt wird, erfolgt die Steuerung der Verbrennungstemperatur über die Verbrennungsluftzufuhr. Für die Verbrennungsluft wurde vereinfacht eine Zusammensetzung von 21% Sauerstoff und 79% Stickstoff angenommen. Da Stickstoff als Reaktionsträger wirkt und daher nicht brennbar ist, bringt eine Steigerung der Verbrennungsluftzufuhr und damit des  $\lambda$  Wertes, eine Verringerung der Verbrennungstemperatur mit sich.

Für die Berechnung der adiabaten Verbrennungstemperatur mittels  $c_{pm}$  auf  $[kJ/kgK]$  Basis ist es notwendig die Formel 5.3 um die Dichte der jeweiligen Gasströme  $\rho_{Luft}$  aus der Literatur und  $\rho_{Rauchgas}$  nach 5.24 zu erweitern.

$$\rho_{Rauchgas} = (c_{CO_2} * MM_{CO_2} + c_{SO_2} * MM_{SO_2} + c_{N_2} * MM_{N_2} + c_{O_2} * MM_{O_2} + c_{H_2O} * MM_{H_2O}) / 22,4 \quad (5.24)$$

$MM_{CO_2}, MM_{SO_2}, MM_{N_2}, MM_{O_2}, MM_{H_2O} \dots$  spez.Molare Masse  $[kg/kmol]$

$c_{CO_2}, c_{SO_2}, c_{N_2}, c_{O_2}, c_{H_2O}$  ... Konzentration in Vol. %

$\rho_{Rauchgas}$  ...  $[kg/m^3]$

22,4 ... Molares Volumen unter Normbedingungen  $[l/mol]$

Somit ergibt sich für die adiabate Verbrennungstemperatur auf Basis der Massenströme die Formel 5.25:

$$\vartheta_{th} = \frac{H_u + (L_{\lambda,min} * \lambda * c_{pm,Luft} * \vartheta_{Luft} * \rho_{Luft})}{(V_{\lambda,feucht,min} + L_{\lambda,min} * (1 - \lambda)) * c_{pm,Rauchgas} * \rho_{Rauchgas}} \quad (5.25)$$

Die  $c_{pm}$  Werte der einzelnen Komponenten des Rauchgases sind von der Verbrennungstemperatur abhängig, womit sich wiederum eine Änderung des Luftüberschuß ergibt.

Die notwendige Luftüberschußzahl wurde daher mittels Iteration auf die gewünschte Verbrennungstemperatur von ca. ca.  $850^\circ C$  bestimmt.

Dazu wurde eine Temperatur angenommen und für diese die  $c_{pm}$  einer jeden Rauchgaskomponente aus den Literaturangaben bestimmt. [3] Folgend nach Formel 5.26 wurde dann  $c_{pm,Rauchgas}$  ermittelt.

$$c_{pm,Rauchgas} = c_{pmCO_2} * c_{CO_2} + c_{pmSO_2} * c_{SO_2} + c_{pmN_2} * c_{N_2} + c_{pmO_2} * c_{O_2} + c_{pmH_2O} * c_{H_2O} \quad (5.26)$$

$c_{pmCO_2}, c_{pmSO_2}, c_{pmN_2}, c_{pmO_2}, c_{pmH_2O} \dots$  mittlere spez. Wärmekapazität der Rauchgaskomponenten [ $kJ/kgK$ ]

$c_{CO_2}, c_{SO_2}, c_{N_2}, c_{O_2}, c_{H_2O} \dots$  Konzentration in Vol. %

$c_{pm,Rauchgas}$  ... spez. Wärmekapazität des Rauchgases [ $kJ/kgK$ ]

Stärke und Richtung der Abweichung des  $\vartheta_{th}$  Wertes aus dem eingesetzten  $c_{pm,Rauchgas}$  geben dann den nächsten Iterationsschritt vor. Dieser Vorgang wurde für alle gewählten  $\lambda$  und % Wassergehalt Werte des Birtreibers wiederholt.

## Bestimmung der Wasserbeladung aus den Abgasströmen

Zur näherungsweisen Bestimmung der maximalen Wasserbeladung im Rauchgas wurde auf ein h,x - Diagramm zurückgegriffen.

Dazu ist es notwendig die Wasserbeladung des trockenen Rauchgas in [ $g/kg$ ] anzugeben.

$$c = \frac{\rho_{Rauchgas} * V_{tat,f} * \omega_{H_2O}}{\rho_{Rauchgas} * V_{tat,f} * (1 - \omega_{H_2O})} \quad (5.27)$$

$\rho_{Rauchgas} \dots [kg/m^3]$

$V_{tat,f} \dots$  Tatsächliches Rauchgasvolumen [ $m^3/kg$  Brennstoff]

$\omega_{H_2O} \dots$  Konzentration des im Rauchgas enthaltenen Wasser in Massen.% [ $(kg/kg) * 100$ ]

$c \dots$  Beladung des im Rauchgas enthaltenen Wasser [ $g/kg_{Rauchgastrocken}$ ]

Ausgehend von einer Rauchgastemperatur von 190°C wurde dann unter Annahme einer adiabaten Trocknung die maximale Wasserbeladung bestimmt.

## 5.2 Erkenntnisse aus der Verbrennungsrechnung

Die folgenden Abbildungen geben die Ergebnisse aus der Verbrennungsrechnung wieder. Die genauen Werte dazu sind im Anhang zu finden.

Die Verbrennungsrechnung wurde mit Wassergehalten beginnen von 58% WS in 10% Schritten bis auf 8% WS durchgeführt.

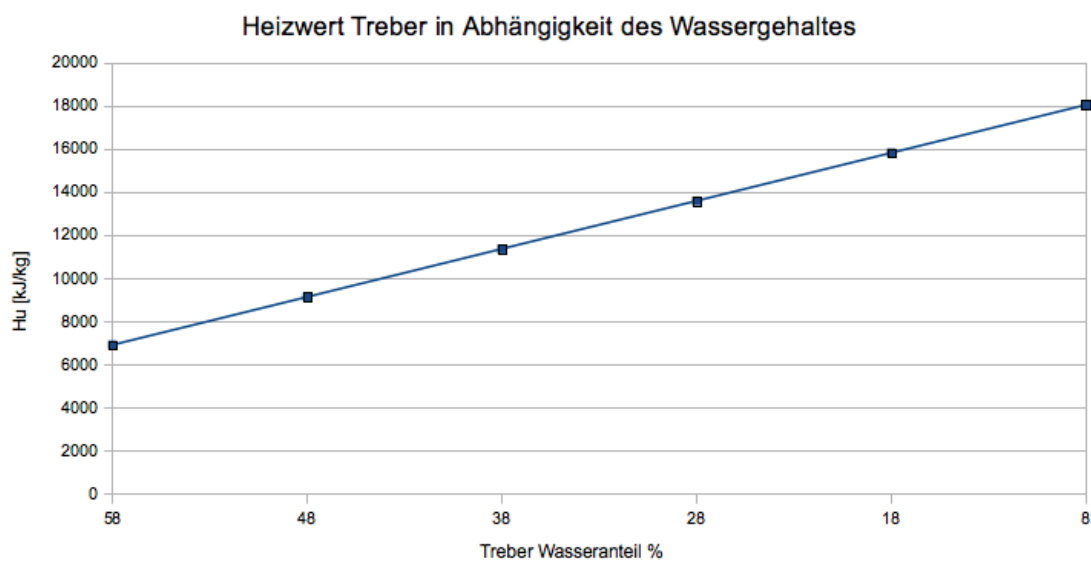


Abbildung 5.1: Gasgeschwindigkeit unterschiedlicher Feuerungsarten

Die Berechnung des Heizwertes nach Formel 5.1 lässt nach Abbildung 5.1 eindeutig erkennen dass mit Reduktion des Wassergehaltes der Heizwert der Biertreber zunimmt.

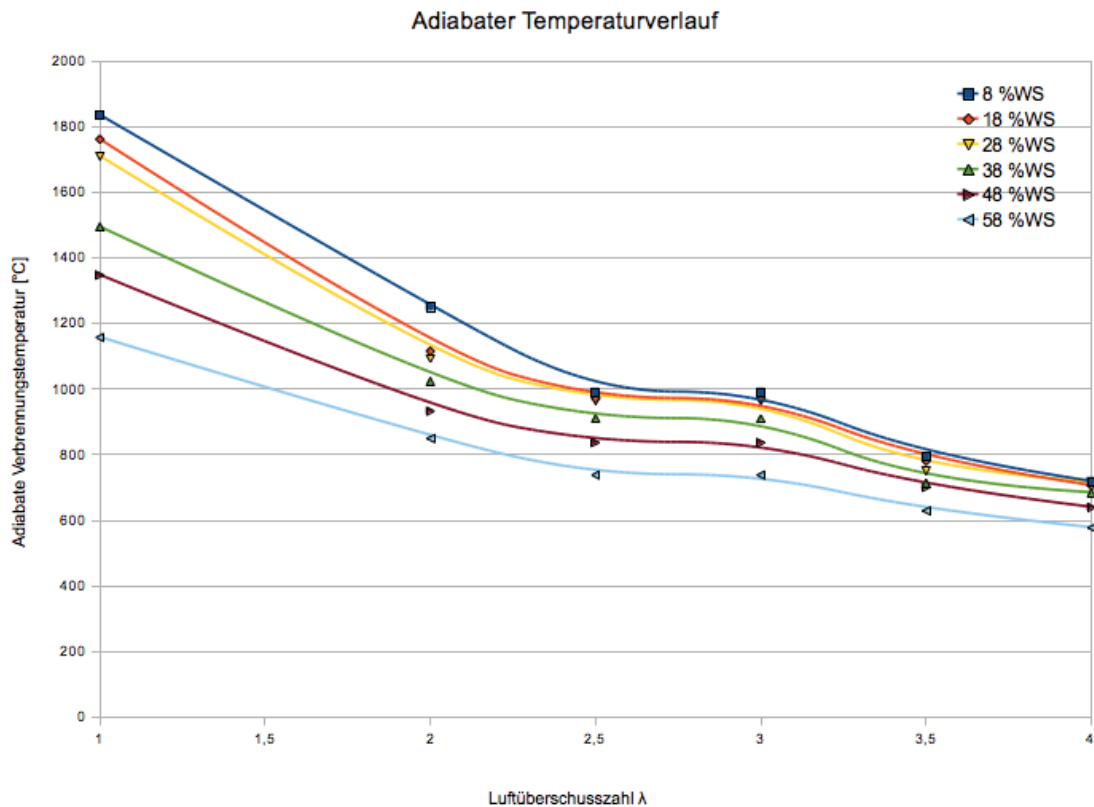


Abbildung 5.2: Adiabater Temperaturverlauf bei unterschiedlichen Luftüberschußzahlen

Abbildung 5.2 zeigt den Temperaturverlauf des Birtreber bei unterschiedlichen Wassergehalten. Es lässt sich eindeutig erkennen dass mit steigender Luftüberschußzahl  $\lambda$  ein Absinken der adiabaten Verbrennungstemperatur erfolgt, wohingegen die Verbrennungstemperatur mit abnehmenden Wassergehalt ansteigt.

Zu grobe Iterationsschritte bei der Bestimmung der adiabaten Verbrennungstemperatur zeigen sich für die periodischen Schwankungen bei abwechselnden Luftüberschußzahlen verantwortlich.

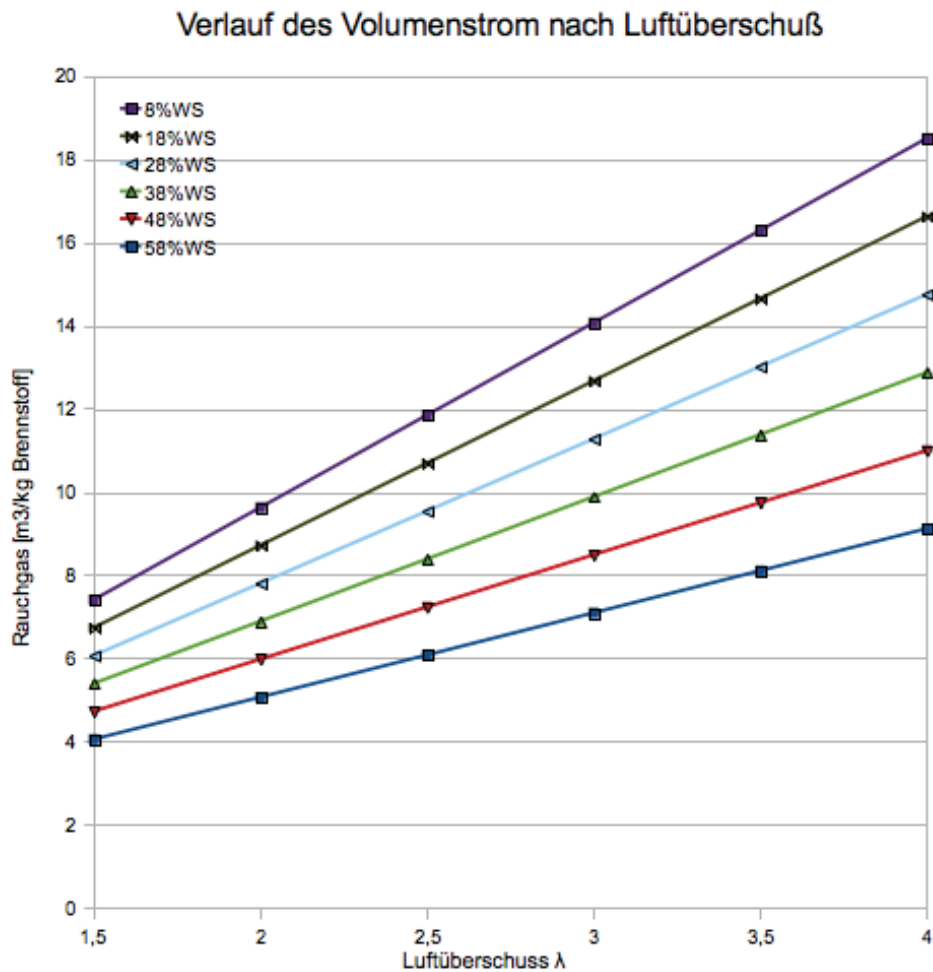


Abbildung 5.3: Verlauf der Rauchgasvolumenstroms nach Wassergehalt und Luftüberschuß

Abbildung 5.3 bestätigt das Ansteigen des Rauchgasvolumenstromes mit steigenden Luftüberschuß, weiters den Anstieg des Rauchgasvolumens mit fallenden Wassergehalt des Trebers. Die Reduzierung des Wassergehaltes und somit des entstehenden Wasserdampfes wird durch den prozentuell steigenden Gehalt an  $H_2$  und C des Trebers mehr als ausgeglichen.

Bei gleichbleibenden Treberverbrauch würde somit ein Ansteigen des Rauchgasvolumens zu verzeichnen sein, dem wird durch den steigenden Heizwert des Birtreibers



wie in Abbildung 5.4 ersichtlich entgegengewirkt. Die Schwankungen in den Werten des Rauchgasvolumen sind wiederum durch die nicht genaue Iteration der Adiabaten Verbrennungstemperatur zu erklären.

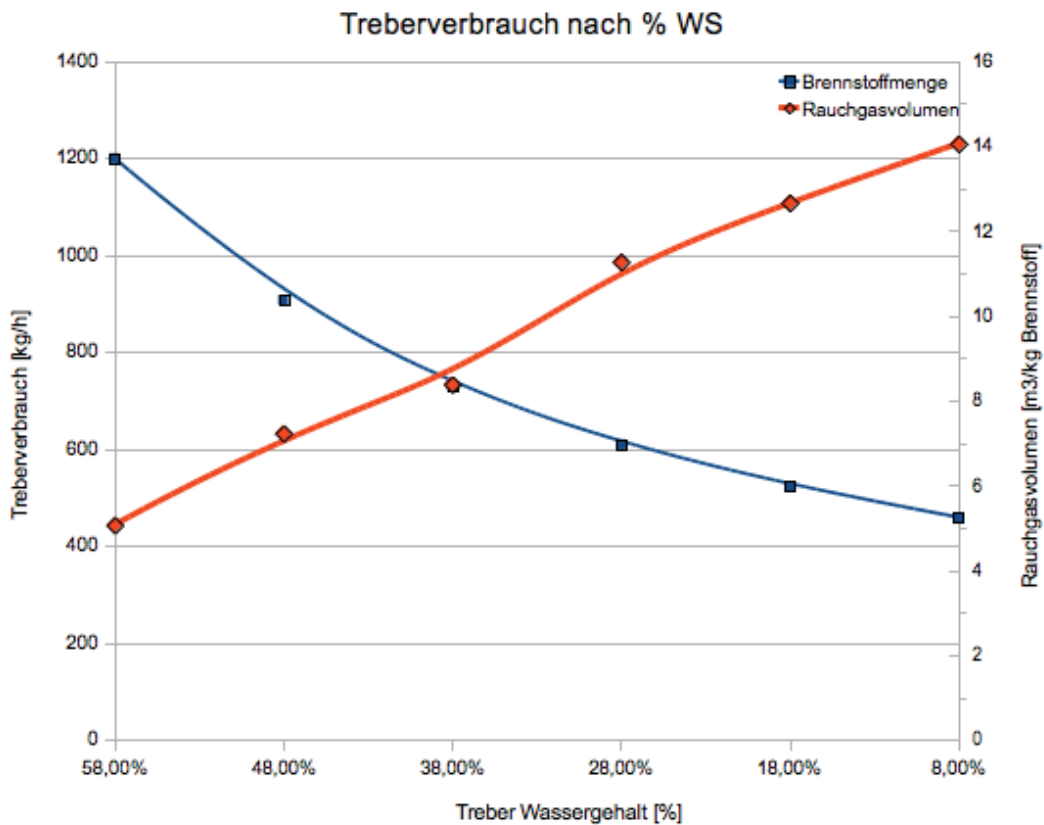


Abbildung 5.4: Verlauf der Rauchgasvolumenstroms nach Wassergehalt und Luftüberschuß

Bei Annahme eines konstanten Kesselheizwertes und somit fallenden Treberverbrauch mit fallenden Wassergehalt zeigt Abbildung 5.5 die notwendige Wasserverdampfung in Vergleich zum Treberverbrauch gegenüber der gesamt anfallenden Trebermenge und dem maximal Wasserverdampfung bis zum Sättigungspunkt des Rauchgases.

Es ist ersichtlich dass bei ca. 19% Wassergehalt das theoretische Maximum zur Trocknung der gesamt anfallenden Trebermenge erreicht ist. Der gesammte getrocknete Treber lässt sich durch sein verringertes Volumen und zugleich erhöhten biologischen Sta-

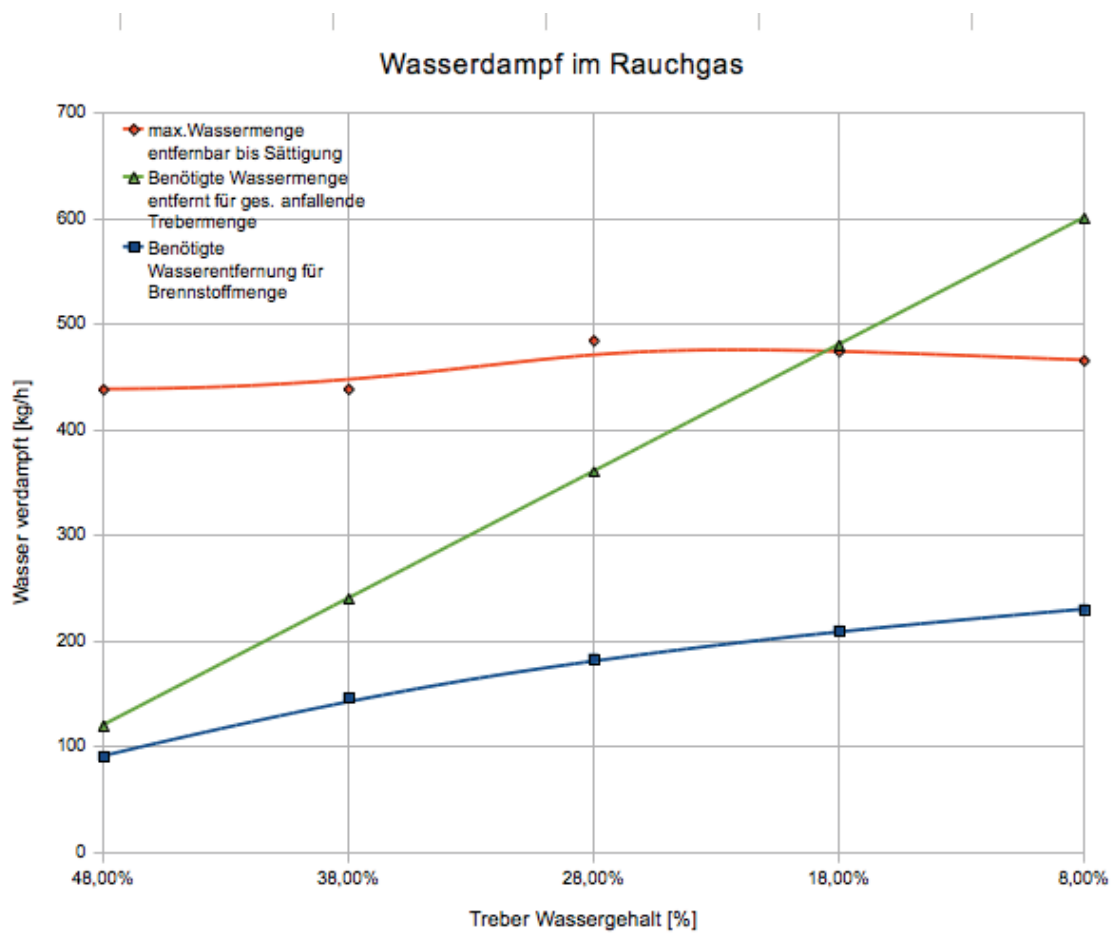


Abbildung 5.5: Verlauf der Wasserdampfmenge im Rauchgas nach Wassergehalt im Treber

bilität somit vorteilhafter lagern, bzw einer weiteren Verbrennungsschiene zukommen lassen. Die für eine Weiterverwendung in der Pelletsproduktion geforderten maximal 15% Wassergehalt werden bei dieser Variante jedoch nicht erreicht. [30]

## 6 Optimierungsmöglichkeiten der Anlage

Maßnahmen	Potential
Trocknung von 1t FS Biomasse von 50 % auf 30 Gew % d. FS Wassergehalt	ca. 8,7 (Erhöhung des Wirkungsgrades in % bezogen auf Hu)
Reduktion des Sauerstoffgehaltes im Rauchgas um 1,0 Vol % (bezogen auf trockenes Rauchgas)	ca. 0,9 (Erhöhung des Wirkungsgrades in % bezogen auf Hu)
Absenkung der Rauchgastemperatur um 10°C (bezogen auf die Kamineintrittstemperatur)	ca. 0,8 (Erhöhung des Wirkungsgrades in % bezogen auf Hu)
Rauchgaskondensation (im Vergleich zu konventionellen Biomassefeuerungen)	ca. 17 % im Durchschnitt bis max. 30% (Erhöhung des Wirkungsgrades in % bezogen auf Hu)

Erläuterung: Zur Berechnung der Wirkungsgradänderungen wurde von Hackgut als Brennstoff mit folgende Randbedingungen ausgegangen: 50 Gew% WS;  $H_o=20,0$  MJ/kg TS;  $O_2$  im Rauchgas: 10,0 Vol %; Temperatur des Rauchgases bei Kamineintritt: 180 °C

Quelle: [8]

Tabelle 6.1: Einfluß verschiedener Maßnahmen

Tabelle 6.1 gibt einen Überblick Möglichkeiten zur Verbesserung des Wirkungsgrades

von Biomassefeuerungen und deren Potentiale. Dabei wurde von feuchtem Brennstoff mit einem durchschnittlichen Brennstoff-Wassergehalt von 50 Gew % d. FS ausgegangen, wie er üblicherweise bei Sägenebenprodukten bzw. Industriehackgut auftritt. Die gewählten feuerungstechnischen Basisparameter entsprechen einer Biomasserostfeuerung bzw. einer Biomasseunterschubfeuerung nach Stand der Technik mit nachgeschalteten Heißwasserkessel.

Die Optimierung der Anlage wurde ausgehend von Tabelle 6.1 in folgende Hauptbereiche unterteilt:

- Mechanische Trocknung** Umfasst den Bereich der Bandpresse
- Thermische Trocknung** Umfasst den Bereich der Thermische Trocknung des Biertreber
- Verbrennung** Umfasst den Bereich des Biomassekessels
- Wärmerückgewinnung** Umfasst den Bereich der Wärmerückgewinnung aus dem Rauchgas und dem Presswasser
- Wertstoffrückgewinnung** Umfasst den Bereich der Wertstoffrückgewinnung aus dem Presswasser und der Aschenfraktion

### Zur Auswahl der Trocknungsverfahren

Die Zahl der in der Praxis angewandten Trockner ist sehr groß. In sehr vielen Fällen eignen sich für eine bestimmte Trocknungsaufgabe mehrere Trockner bzw. Trocknungsanlagen. Die Auswahl des günstigsten Trockners wird dann in der Hauptsache nach wirtschaftlichen Gesichtspunkten vorgenommen.

Ursache ist der hohe Energiebedarf der thermischen Trocknung welcher mit 2550 kJ/kg verdampften Wasser ein Vielfaches der notwendigen Elektrischen Energie einer mechanischen Trocknung ausmacht.

So wird die Hauptmenge der Flüssigkeit zuerst mechanisch ausgepreßt und nur die verbleibende Feuchtigkeit wird durch thermische Trocknung entfernt.

Als Bewertungskriterien sind folgende Gesichtspunkte maßgebend: [17]

- Tauglichkeit des Trockners
- Gutseigenschaften
- Satz- oder Fließbetrieb, Gutsdurchsatz
- Einordnungsmöglichkeit
- Staub-Rückgewinnung
- Personal, Wartung, Reinigung
- Heizmittel
- Energiebedarf
- Kosten

In vielen Anwendungsfälle, erweist sich die Zerteilung des Feuchtgutes (Oberflächenvergrößerung) als positiv für die Trocknung. Weiters können die Eigenschaften von Tro-

ckungsgüter durch Rückmischung mit schon getrockneten Gut soweit verändert werden, dass die Anwendung wirtschaftlicher Trocknungsverfahren möglich wird.

## 6.1 Mechanische Trocknung

### Bandpresse

Versuche zur Leistungssteigerung der Presse durch Druckerhöhung wurde bereits in der Arbeit von [13] durchgeführt. Daraus ergibt sich dass eine weitere Steigerung des Trockengehaltes nur durch einen exponentiell steigenden Pressdruck erreicht werden kann, wodurch sich keine sichtliche Verbesserung des Entwässerungsgrad ergibt.

Alleine bei gröberen Treber lässt sich durch stärkere Komprimierung eine weitere Verringerung des bleibenden Endvolumen feststellen welches sich vorteilhaft bei der folgenden Lagerung bemerkbar macht.

## 6.2 Thermische Trocknung

### 6.2.1 Vergleich thermischer Trockner

#### Fließbettrocknung

Fließbettrockner basieren auf dem Feststofftransport durch Fluidisierung des Trocknungsgut durch eine aufwärts gerichtete Luftströmung. Das Trocknungsgut fließt dabei im Kreuzstrom zur Luftströmung.

Im Idealfall der Fliesbettausführung werden alle Partikel ständig vom Luftstrom umströmt, weshalb Fließbettrockner zur Unterstützung dieser als Vibrationstrockner gebaut werden. Die guten Stoff- und Wärmeübergangsbedingungen werden mit dem

Nachteil des hohen Druckverlustes und dadurch hohen Energieverbrauch (ca. 150% eines Trommeltrockners) in Kauf genommen.

Fließbettrockner werden für spezielle Feststoffkorngrößen ausgelegt, eine Änderung dieser durch eine andere Treberzusammensetzung kann somit einen effizienten Betrieb erschweren. Weiters ist bei variablen Lastzuständen des Kessel und somit variablen Rauchgasvolumina eine Regelung der Luftzirkulation für eine kontinuierliche Fluidisierung notwendig.

### **Bandtrocknung**

Der mechanisch vorentwässerte Klärschlamm wird auf ein perforiertes Trocknungsband aufgegeben und mit diesem durch den Trockner transportiert. Bei den meisten Anlagen wird das Trocknungsgut von einem Band mindestens einmal auf ein darunter liegendes abgeworfen und entgegengesetzt nochmalig durch den Trockner gefördert. Das Gut auf dem Förderband wird von Warmluft durchströmt und dabei getrocknet.

Das Trocknungsgut fällt vom letzten Band in eine Fördereinrichtung (z.B. Transportschnecke) und wird zum jeweiligen Bestimmungsort (z.B. Verbrennungsofen) gefördert. Die Beheizung kann direkt oder indirekt erfolgen, wobei alle Heizmedien (Heizöl, Erdgas, Faulgas, Dampf, Wasser, Deponiegas, Thermalöl) einsetzbar sind. Der erreichbare Trocknungsgrad liegt bei über 90 % TS.

### **Trommeltrocknung**

Über geeignete Aufgabevorrichtungen wird das Gut der Trocknungstrommel zugeführt. An der Aufgabeseite nehmen Transportschaukeln das Gut auf und führen es den Trommeleinbauten zu, wobei diese je nach gewünschten Produkteigenschaften variieren können. Meistens erfolgt die Trocknung im Gleichstrom. Das Gut trifft dabei auf das heiße Trocknungsgas (bis 1000 °C).

Die Verweilzeit im Trockner ist abhängig von Trommeldrehzahl, Trommelneigung, Strömungsgeschwindigkeit des Trocknungsgases und von der Stauvorrichtung am Trommelende.

Vorteilhaft erweist sich neben der guten Durchdringung und Durchmischung des Gutes mit dem Trocknungsgas die Möglichkeit der Agglomerierung der Gutpartikel durch spezifische Ausführung der Trommelregelung und Trommeleinbauten.

### **Dampftrocknung**

Die Trocknung in einem zirkulierenden Dampfkreislauf zeichnet sich durch einen um ca. 10% höheren Wirkungsgrad gegenüber der Trocknung mit Luft aus. Dem gegenüber stehen technische Probleme durch Falschluff und höheren Anlagenkosten da es sich hierbei um ein druckbeaufschlagtes Konzept handelt und zur Aufrechterhaltung des Dampfkreislaufes Schleusen notwendig sind.

Bei Trocknung mit Dampf erfolgt bei Kontakt mit dem Trocknungsgut ein Kondensationsfilm welcher zur Folge hat dass sich das Trockengut durch die freiwerdende Kondensationsenergie schneller erwärmt. Weiterhin verstärkt der Flüssigkeitsfilm auf der Oberfläche den Wärmeübergang zwischen Gasphase und Feststoff. Anfallende Staubemissionen lassen sich durch eine integrierte Brüdenbehandlung weitgehend verringern.

Für Temperaturen unter 220°C liegt die Trocknungsgeschwindigkeit nach [1] für trockene Luft jedoch deutlich oberhalb der für Dampf.

Hingegen hat nach [7] und [6] im Gegensatz zur Lufttrocknung nicht nur die Erhöhung der Dampftemperatur sondern auch die Erhöhung der Dampfgeschwindigkeit einen wesentlichen Einfluß auf die Trocknungsgeschwindigkeit. So verringert in Laborversuchen von [7] bei 145°C die Erhöhung der Dampfgeschwindigkeit von 0,3 auf 1,1 m/s die Trocknungszeit von Biertreber um 57%.

Hierbei besteht für eine industrielle Anwendung noch weiterer Forschungsbedarf.



## 6.3 Verbrennung

### 6.3.1 Rauchgasmenge und Luftüberschusses

Durch die Reduktion des Sauerstoffgehaltes im Rauchgas ist eine effiziente Möglichkeit zur Erhöhung des Anlagenwirkungsgrades gegeben. Weiters ist durch die folgende Reduktion der entstehenden Rauchgasmenge eine effiziente Methode zur Verringerung der Anlagengröße, bzw. der Anlagenbelastung gegeben.

Beachtet werden muß in diesem Zusammenhang auch werden, dass mit abnehmenden Sauerstoffgehalt die adiabate Feuerraumtemperatur ansteigt, wodurch deren Regelung erforderlich wird.

Die adiabate Feuerraumtemperatur bestimmt somit die Rauchgasmenge und ist abhängig von der Zusammensetzung der Verbrennungsluft und der Menge des bei der Verbrennung entstehenden Wasserdampfes.

Bei der Verbrennungsluft wirkt sich insofern besonders die Änderung des Stickstoffgehaltes aus welcher naturgemäß 79% der Verbrennungsluft ausmacht. Die Rezirkulation eines Teil des Rauchgases wiederum würde zu einer Reduzierung des Sauerstoffgehaltes der Verbrennungsluft führen und in weitere Folge zu einer Reduktion des Sauerstoffgehaltes im Rauchgas.

Vorteilhaft ist hierbei die zusätzliche Aufheizung der Verbrennungsluft durch die hohe Temperatur des rückgeführten Rauchgasstromes.

In modernen Rostfeuerungen kann bei Betrachtung dieser Randbedingungen der O<sub>2</sub>-Gehalt auf 8,0 bis 9,0 Vol % (bezogen auf trockenes Rauchgas) abgesenkt werden, in Rostfeuerungen mit nachgeschalteten Heißzyklon auf 6,0 bis 7,0 Vol%, instationären Wirbelschichtfeuerungen auf 5,0 bis 6,0 Vol% und in zirkulierenden Wirbelschichtfeuerungen auf 2,5 bis 3,5 Vol%. [5]

Die Reduktion des im Brennstoff vorhandenen Wasser und dem daraus resultieren-

den Wasserdampf ist eine weitere effiziente Methode zur Erhöhung des Anlagenwirkungsgrad. Bei in der Biomasse vorhandenen freien oder gebundenen Wassers beträgt die Verdampfungswärmemenge für 1% Punkt Wassergehalt bezogen auf 1g Brennstoff 24,43 J.

Der Verlust dieser Wärmemenge bei der Verbrennung muss mit erhöhtem Brennstoffverbrauch und folgend Rauchgasmenge, bzw. geringeren Verbrennungstemperatur Rechnung getragen werden.

Vorteilhaft in der Reduzierung des Wassergehaltes ist der damit verbundenen Lagerplatzreduzierung und bei Biomasse in der verbesserten organischen Stabilität des Brennstoffmaterials, sowie Zündfähigkeit und Selbstbrennbarkeit.

## 6.3.2 Neue Brennertechnologien

### Zyklonbrenner

In Schweden ist es seit vielen Jahren üblich, ölbefeuerte Kesselanlagen zur Wärmeproduktion auf die Verbrennung von Holzstaub (aufgemahlene Pellets) umzurüsten. Dabei wurden speziell für diesen Zweck entwickelte Zyklonbrenner eingesetzt, die die entsprechenden Ölbrenner ersetzen und eine Sonderform der in Kapitel 3.4.3 genannten Einblassfeuerung darstellt. Aufgrund gestiegener Anforderungen hinsichtlich Reduktion von CO und NO<sub>x</sub>-Emissionen veranlasste die Firma TPS Termiska Processer AB, Stockholm, an der Entwicklung eines neuartigen Brenners, der die derzeitigen Anforderungen erfüllt.

Beim Bioswirl® – Brenner handelt es sich um einen Zyklonbrenner, bei dem die Brennstoffpartikel in der Zyklonkammer pyrolysiert werden. Durch die Rotationsströmung wird auch bei größeren Brennstoffpartikeln eine vollständige thermische Zersetzung gewährleistet. Die Rauchgase werden anschließend durch eine Düse in die Sekundärverbrennungszone des Kessels geleitet, wo Sekundär und Tertiärluft zugegeben wird und der vollständige Ausbrand erfolgt.

Die Verbrennung aufgemahlener Pellets mit dieser Technologie erlaubt eine stufenlose Regelbarkeit der Anlage in einem sehr weiten Leistungsbereich bei gleichzeitig geringen Emissionen. Der Einfluß der Partikelgröße wurde als gering festgestellt. Brenner im Leistungsbereich von 2x12,5MW (Röbäck, Umeå Energi) bis 4x35MW (Fittja 140MW district heating plant) sind bereits im Einsatz.

Der Brenner wurde ursprünglich für die Nachrüstung existierender Ölfeuerungen konzipiert, aufgrund der positiven Ergebnisse werden auch Neuanlagen auf Basis der Bioswirl® Brenner angeboten.

## 6.4 Abgasreinigung

Die Aufwendungen zur Entstaubung des Rauchgases sind vom Feuerungstyp und insbesondere von der verwendeten Brennstoffart abhängig.

Während z.B. bei Staubfeuerungen nahezu der gesamte Aschenanteil (Fein und Grobasche) über das Abgas ausgetragen wird, wird bei Rost- und Unterschubfeuerung der grobe Aschenanteil direkt aus der Feuerung ausgeschleust und nur der feinere Anteil als Flugasche ausgetragen. Auch ist die bei Holzfeuerungen entstehende Asche aufgrund der größeren Stückigkeit und der höheren Dichte des Brennstoffes im Vergleich zu halmgutartigen Brennstoffen gröber ( $>10\mu\text{m}$ ) und daher mit geringeren Aufwendungen abscheidbar.

Bei Halmgut kann zudem der höhere Alkali-, Chlor- und Schwefelgehalt zur Entstehung von Salzen ( $\text{KCl}$ ,  $\text{K}_2\text{SO}_4$ ) führen, die feinste Flugaschepartikel bilden können. ( $<1\mu\text{m}$ , sog. Feinstäube und Aerosole).

Durch eine Rauchgaskondensationsanlage wie in Kapitel 7.2.5 beschrieben können im Reingas Staubgehalte von  $40\text{mg}/\text{Nm}^3$  erzielt werden, auf eine weitere Staubabscheidung durch Elektrofilter- oder Gewebefilter somit verzichtet. [29]

Sind noch geringere Staubgehalte im Rauchgas erforderlich, so kann der Rauchgas-

kondensationsanlage ein Aerosol-Elektrofilter nachgeschaltet werden, der aufgrund der niedrigen Gastemperaturen und der wassergesättigten Gasatmosphäre sehr klein und damit preiswert dimensioniert werden kann. Durch derartige Aerosolfilter lassen sich Reststaubgehalte im Rauchgas  $<10\text{mg}/\text{Nm}^3$  (bezogen auf trockenes Rauchgas und 13Vol%  $\text{O}_2$ ) realisieren. Die Abscheideeffizienz wird dabei durch die Agglomeration feiner Aerosolpartikel während der langen Verweilzeit des Rauchgases in wasserdampfgesättigter Atmosphäre in der Kondensationsanlage noch unterstützt. Dieser sehr effizienten Feinstaubabscheidung bei sehr niedrigen Temperaturen kommt ökologisch große Bedeutung zu, da die Feinstflugasche sehr schwermetallreich ist und somit die Schwermetallemissionen mit dem Rauchgas deutlich reduziert werden können.

Die als Kondensatschlamm anfallende Feinstflugasche wird gemeinsam mit dem Kondensatwasser in eine Sammelwanne eingetragen. Durch entsprechende verfahrenstechnische Maßnahmen, die auf eine effiziente Schlamm-Wassertrennung und eine Verhinderung der Lösung von Schwermetallen im Kondensatwasser abzielen, kann erreicht werden, daß die Schwermetalle gesichert im Schlamm verbleiben und das Kondensatwasser unter Einhaltung der laut Österreichischen Abwasseremissionsverordnung vorgeschriebene Grenzwerte in Fließwässer eingeleitet werden kann.

Da z.B. die Löslichkeit der Schwermetalle vom pH-Wert abhängig ist, kann ein Schwermetalleintrag in das Kondensat durch eine entsprechende Steuerung des pH-Wertes verhindert werden - das Schwermetall bleibt somit in der Filterasche zurück. [31, 5]

## 6.5 Wärmerückgewinnung

Eine noch größere Wirkungsgradverbesserung als durch eine Minimierung des  $\text{O}_2$ -Gehaltes wie in Kapitel 6.3.1 beschrieben lässt sich erzielen, wenn die Biomassefeuerung mit einer nachgeschalteten Rauchgaskondensationsanlage ausgestattet ist, da durch die Reduktion des Luftüberschusses der Taupunkt des Rauchgases ansteigt. Bei einer bestimmten Rücklauftemperatur des Abnehmernetzes kann somit eine deutlich größere Menge an Kondensationswärme des Rauchgases energetisch genutzt werden.

Durch eine Wärmerückgewinnungsanlage kann die Restwärme des austretenden Rauchgases durch eine Abkühlung auf bis zu 40 °C nutzbar gemacht werden, damit wird eine Erhöhung des Wirkungsgrades der Anlage erreicht.

Vorteilhaft wirkt sich dabei die große Wasserbeladung des Rauchgases durch die thermische Trocknung aus und der daraus folgenden Nutzbarmachung der Kondensationswärme des enthaltenen Wasserdampfes. [26, 5]

Je nach Umfang der Abkühlung unterscheidet man

- Economizer (ECO) und
- Rauchgaskondensationsanlagen (RGK).

Im **Economizer** erfolgt eine Rückgewinnung der fühlbaren Wärme aus dem Abgas. Das Abgas wird dabei durch Wärmetauscher mit dem konventionellen Netzurücklauf ohne Kondensation auf rund 80 bis 100 °C abgekühlt.

Durch eine **Rauchgaskondensationsanlage** kann neben der fühlbaren auch ein Teil der latenten Wärme des Abgases genutzt werden. Die Anlage wird dazu normalerweise dreistufig ausgeführt, wobei die erste Stufe dem Economizer entspricht.

In der zweiten Stufe, dem Kondensator, erfolgt dann ein Wärmetausch zwischen Abgas und Niedertemperatur-Netzurücklauf. Der Niedertemperatur-Rücklauf ist dabei ein in einem eigenen geführter Teilstrom des normalen Netzurücklaufes, wobei dieser Teilstrom als Vorlauf für Niedertemperaturabnehmer dient. In dieser Stufe wird das Abgas unter seinen Taupunkt gekühlt, wodurch neben der fühlbaren Wärme auch ein Teil des im Rauchgas enthaltenen latenten Wärme energetisch genutzt werden kann.

Je tiefer das Rauchgas in dieser Stufe abgekühlt werden kann (abhängig von der Temperatur des Netzurücklaufes und der Wärmenachfrage), desto effektiver arbeitet die Rauchgaskondensationsanlage. Folglich ist eine Rauchgaskondensation nur dann sinnvoll, wenn eine entsprechende niedrige Netzurücklauftemperatur erreicht werden kann.

In der dritten Stufe, dem Luftvorwärmer (LuVo), erfolgt eine Vorwärmung der angesaugten Luft; diese wird zum Großteil als sog. Entschwadungsluft und zu einem geringen Teil als Verbrennungsluft verwendet.

Die Entschwadungsluft wird dem bei 30 °C bis 40 °C aus dem LuVo austretenden wassergesättigten Rauchgas beigemischt, um eine Kondensation in den Rohrleitungen zu vermeiden und das Rauchgas soweit zu verdünnen, dass es am Kaminaustritt bis Außen Temperaturen von rund 5 °C keine Wasserdampfschwadenbildung kommt. Aufgrund des hohen Strombedarfs des Entschwadungsventilators ist dies allerdings nur sinnvoll, wenn aus optischen Gründen (z.B. in Tourismusgemeinden) die Wasserdampfschwaden als störend empfunden werden.

Durch eine Rauchgaskondensationsanlage kann unter optimalen Bedingungen (d.h. Abkühlung durch NetZRücklauf auf rund 40 °C) beispielsweise bei einem Brennstoffwassergehalt von 50% der Wirkungsgrad einer Biomassefeuerung um etwa 27% gesteigert werden.

Ist eine Kondensationsstufe aufgrund zu hoher Temperaturen im NetZRücklauf oder eines zu geringen Wassergehaltes im Abgas nicht wirtschaftlich, kann eine Wärmerückgewinnung nur durch eine Economizerstufe erfolgen. In diesem Fall ist eine Verbesserung des Wirkungsgrades um bis zu etwa 10% möglich. [26, 5]

### 6.5.1 Wärmerückgewinnung der Rauchgaskondensation

Ausgehend von einem mit Wasserdampf gesättigten Rauchgas wie in Abbildung 5.5 auf Seite 57 ersichtlich ergibt sich aus dem  $h,x$  - Diagramm ein Taupunkt von 51 °C mit einer absoluten Feuchtebelastung von  $90,5 \text{ g/kg}_{\text{Luft trocken}}$ .

Bei einer weiteren Abkühlung des Rauchgases auf 40 °C erfolgt eine Verringerung der Feuchtebelastung auf  $50 \text{ g/kg}_{\text{Luft trocken}}$ .

Bei einem Rauchgasvolumen von  $8262,2 \text{ kg}_{\text{Rauchgas, trocken}}/\text{h}$  laut Verbrennungsrechnung ergibt sich eine theoretische Kondensatmenge von  $334,6 \text{ kg/h}$ .

Somit folgt aus Gleichung 6.1 eine Kondensationswärme von 752892,75 kJ/h bzw 209 kW.

$$\dot{Q} = \dot{m} * h_v \quad (6.1)$$

$\dot{Q}$	... Kondensationswärmestrom [kJ/h]
$\dot{m}$	... Volumenstrom Kondensat [kg/h]
$h_v$	... Verdampfungsenthalpie Wasser 2250 [kJ/kg]

Folgend den Möglichkeiten im folgenden Kapitel 6.6.1 besteht somit die Möglichkeit die gewonnene Energie mit niedrigem Temperaturniveau vorteilhaft für die Erwärmung des Einmischwassers zu verwenden.

## 6.5.2 Wärmerückgewinnung aus dem Presswassers

Das bei der mechanischen Trocknung mittels Bandpresse anfallende Presswasser hat durch die kurze Verweilzeit zwischen dem Läturvorgang und dem Pressvorgang noch eine Temperatur von ca. 60°C . [12] Dies entspricht der Temperatur des Einmischwassers zu Beginn des Einmischprozesses.

Von den Werten aus der Anlagenbeschreibung wie in Abbildung 4.1 auf Seite 42 ersichtlich entstehen bei der Erhöhung der Trockensubstanz des Nasstrebers von 20 auf 41%TS eine Presswassermenge von 550 l/h.

Somit folgt aus Gleichung 6.2 ausgehend von einer Frischwassertemperatur von 8°C eine Wärmemenge von 147147,0 kJ/h bzw 40,87 kW welche durch die Rückgewinnung des Presswassers eingespart werden kann.

$$\dot{Q} = \dot{V} * \rho_{Presswasser} * c_{P_{Presswasser}} * \Delta T \quad (6.2)$$

$\dot{Q}$	... Wärmestrom Presswasser [ $kJ/h$ ]
$\dot{V}$	... Volumenstrom Presswasser [ $dm^3/h$ ]
$\rho_{Presswasser}$	... Dichte des Presswassers [ $kg/dm^3$ ] gleichgesetzt der Dichte von Bier mit $1,05 [kg/dm^3]$ .
$c_{pPresswasser}$	... Wärmekapazität des Presswassers $4,18 [kJ/kgK]$ aufgrund fehlender Daten dem Wert von reinem Wasser gleichgesetzt.
$\Delta T$	... Temperaturdifferenz zum Frischwassertemperaturniveau

## 6.6 Wertstoffrückgewinnung

### 6.6.1 Presswasserverwertung

Der Presswasserverwertung stehen nach derzeitiger Recherche 3 Möglichkeiten zur Verfügung:

- der anaeroben Vergärung
- der Wiederverwendung im Brauprozess
- der weiteren Verarbeitung als Getränk

Ein CSB Wert zwischen 10.000 und 20.000 mg O<sub>2</sub> pro Liter Ablauf einer Siebbandpresse ermöglicht in einer anaeroben Aufbereitung die Gewinnung von 6–8 Nm<sup>3</sup> Biogas pro m<sup>3</sup> Presswasser. [18]

Ausgehend von einem Methangehalt von 60% im Biogas ergibt sich somit ein Heizwert von 6kWh/Nm<sup>3</sup>, gegenüber den 11,19kWh/Nm<sup>3</sup> von Erdgas. Nachteil dieser Verwertung liegt in der Investition einer anaerogen Aufbereitungsanlage und den damit verbunden Betriebskosten.



Da es sich bei Presswasser um Restflüssigkeit aus dem Treber handelt welches durch den Läuterungsprozess nicht gewonnen werden konnte, steht bei entsprechend sterilen Arbeitsbedingungen eine Wiederverwendung im Brauprozess in Aussicht.

Durchgeführte Vorstudien der Brau Union zeigen daß eine Zumischung des Presswasser in das Brauwasser im Verhältnis von 1:9 zu keiner chemischen und physikalischen Beeinträchtigung des Bieres führt und eine Steigerung des Brauhausausbeute von 1% ermöglicht.

Die Vorteile dieser Verwertung liegen hiermit in der Ersparnis an Malz und Brauwasser, sowie der Energieeinsparung beim Einmaischen bedingt durch die noch hohen Resttemperatur des Presswassers nach dem Abläuterungsprozess.

Die Weiterverarbeitung des Presswassers als Biogetränk wäre denkbar, da die enthaltenen Inhaltsstoffe für eine alkoholische Gärung in Betracht kommen.

## 6.6.2 Ascheverwertung

Die prinzipiellen Ascheverwertungsmöglichkeiten unterteilen sich in:

- Nutzung in der Land/Forstwirtschaft durch den hohen  $P_2O_5$  wie in 2.1 ersichtlich.
- Industrielle Verwertung als Zuschlagstoff zu Zement

### 6.6.2.1 Nutzung in der Land/Forstwirtschaft

Die Zusammensetzung der einzelnen Fraktionen hängt von vielen Einflußfaktoren ab, wie der

- Korngröße des eingesetzten Brennstoffes
- Feuerraumgeometrie

Tabelle 6.2: Aschenanteil in Abhängigkeit des Einsatzstoffes

<b>Brennstoff</b>	<b>Rostasche</b>	<b>Flugasche</b>	<b>Feinstflugasche</b>
Waldhackgut	70 – 90 %	10 – 30 %	3 – 6 %
Rinde	75 – 85 %	10 – 15 %	1 – 4 %
Sägespäne	20 – 30 %	55 – 56 %	10 – 15 %

Quelle: [31]

- Feuerungstechnik
- Regelung der Luftzufuhr
- Flugstaubabscheidetechnologie

Aus den Tabellen 6.2 und Tabellen 6.3 ergibt sich eine Verringerung der Aschenfraktion mit gleichzeitigen Anstieg der umweltrelevanten Schwermetallkonzentration von der Grobasche bis hin zur Feinstflugasche.

Cadmium stellt dabei das wesentliche Problemschwermetall in Biomassefeuerungen dar, gefolgt an 2ter Stelle Zink.

In der Feinstflugasche, die meist 5 – 10% der Gesamtasche ausmacht, werden nach dem derzeitigen Stand der Technik 35 – 65% der ges. mit dem Brennstoff zugeführten Cd Menge gebunden, bei Zinn 35 – 55%.

In der gemischten Grob- und Zyklonasche sind wie aus Tabelle 6.4 ersichtlich durchschnittlich rund 80 – 95% der ges. durch den Brennstoff zugeführten Menge der Pflanzenhauptnährstoffe Ca, Mg, K, P enthalten.

Der Großteil der Nährstoffe bleibt wie in Tabelle 6.4 ersichtlich in der Grobasche und Flugasche gebunden.

Die Nutzung als Sekundärrohstoff stellt den traditionellen Weg der Ascheverwertung dar.

Tabelle 6.3: Durchschnittliche Schwermetallgehalte in den einzelnen Aschefractionen in mg/kg TS

Element	Grobasche	Flugasche	Feinstflugasche
Cu	47,0	60,0	68,0
Zn	150,0	450,0	1950,0
Co	3,1	1,6	<10
Mo	<10	10,0	18,0
As	<5	5,0	16,2
Ni	10,5	7,5	<2,5
Cr	20,5	16,5	5,8
Pb	4,5	15,0	67,5
Cd	0,2	1,4	5,1
V	20,5	16,0	<10
Hg	<0,1	0,2	0,1

Quelle: [5]

Vor dem Hintergrund administrativen Vorgaben lassen sich am Bsp. Österreichs folgende Schlußfolgerungen für die Verwertung von Biomasseasche auf Land- bzw. Forstwirtschaftlichen Flächen ableiten:

1. Eine Mischung aus Grob und Zyklonaschen in heizwertspez. Mengenverhältnissen sollte zur weitgehenden Schließung des Mineralien- bzw. Nährstoffkreislaufes auf Forst und Agrarflächen zurückgeführt werden.
2. Die Feinstflugasche, welche die kleinste und schwermetallreichste Aschenfraktion darstellt, ist zu deponieren.
3. Der Trennschnitt zwischen Multizyklon und Feinststaubabscheider ist der ökologisch effizienteste.
4. Dies bedeutet aber, dass Biomasseheizwerke möglichst mit einer Feinststaubabscheidung auszustatten sind und diese dem Multizyklon nachgeschaltet werden

Tabelle 6.4: Durchschnittliche Nährstoffgehalte in den einzelnen Aschefraktionen in Gew% der TS

Nährstoff	Grobasche	Flugasche	Feinstflugasche
CaO	7,0	6,0	1,0
MgO	4,2	3,2	0,4
K <sub>2</sub> O	14,0	12,7	47,0
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	9,6	7,4	10,3
Na <sub>2</sub> O	0,5	0,3	0,3

Quelle: [5]

sollten, um eine separate Sammlung der verschiedenen Aschefraktionen zu ermöglichen.

5. Künftige Anlagenentwicklungen sollten eine noch eff. Einbindung der Schwermetalle in die Feinstflugasche ermöglichen, um damit eine problemlose Rückführung der übrigen Biomasseasche zu ermöglichen.
6. In Deutschland ist abweichen von den Bestimmungen in Österreich nur der Einsatz von Rost/Grobasche in der Land/Forstwirtschaft erlaubt.
7. Die Asche muss in streufähigen Zustand sein = frei von Schlacke und Steinanteilen von >15-20mm.
8. Darüber hinaus können noch weitere Aufarbeitungsschritte notwendig sein. Vor allem in Schweden und Finnland wird ein Verfahren zur Reduktion der Reaktivität und zur Homogenisierung der Asche welche auf Forstflächen ausgebracht wird empfohlen.

### **Ausbringungsmengen und sonstige Randbedingungen**

Biomasseasche kann auch als Zusatzstoff in der Landwirtschaftlichen Kompostierung eingesetzt werden. Eine Mitkompostierung hat gegenüber einer Direktausbringung den

Vorteil, dass sie staubarm ist und beim Kompostieren auch Schlacke und Steinanteile in der Asche wenig stören.

Aufgrund des Schwermetallgehalt der Biomassenasche sollte den Kompostausgangsteilen nicht mehr als max 5 Gew% Biomassenasche beigemischt werden. Laut österreichischer Kompostverordnung (BGBl. II Nr. 292/2001) können Aschengemische in einer Menge von 2 Gew % den übrigen kompostierfähigen Abfällen beigesetzt werden. Bei ausschl. Nutzung der Rostasche erscheint eine Beimischrate von bis zu 16 Gew% ökologisch vertretbar.

### 6.6.2.2 Industrielle Nutzung

Eine direkte industrielle Nutzung ist nur denkbar wenn die Aschenfraktion in ausreichenden Mengen und gleichbleibender Qualität anfällt. Durch den geringen Aschenanfall aus der Biertreberverbrennung kommt eine industrielle Verwertung jedoch kaum in Frage.

Beispiel: Bei einer 5MW Rindenfeuerung eines Fernwärmenetzes fallen jährlich 900t Asche an, für die Verwertung in einem Zementwerk werden jedoch deutlich größere Mengen benötigt. Bei einer Produktion von 100.000 hl Bier und darausfolgend 20.000 t Biertreber würden im Vergleich dazu jährlich 180t Asche anfallen. Siehe dazu Kapitel 2.4, Seite 8.

In Einzelfällen kann eine individuelle Nutzung in anderen Sparten jedoch sinnvoll sein !  
[31]

### 6.6.2.3 Phosphatrückgewinnung

**Die hier genannten Verfahren sind für die Rückgewinnung aus Klärschlamm bzw. aus Aschen aus der Klärschlammverbrennung in Entwicklung, geben aber den derzeitigen Stand wieder bezüglich der Phosphatrückgewinnung.[2]**

Phosphor für Kunstdünger wird in Minen in Südafrika, China und Marokko abgebaut. Da die natürlichen Phosphorvorräte der Erde in den nächsten Jahren (ca. 90 – 100 Jahre) zu Ende gehen werden, wird die Rückgewinnung von Phosphor zukünftig wesentlich an Bedeutung gewinnen.

In unterschiedlichen Literaturstellen werden verschiedene Zeitspannen für dessen Ende angegeben, sodass der genaue Zeitpunkt nicht vorhergesagt werden kann. Noch reichen die Vorräte, aber die Produktion wird immer aufwändiger. Durch steigende Nachfrage haben sich weiters die Preise für Rohphosphat seit 2006 mehr als verdoppelt, zwischenzeitlich sogar verzehnfacht. [4]

Dies ist Grund genug, um auch den Stand der Technik bei der Phosphorrückgewinnung aus Klärschlamm bzw. Klärschlammasche näher zu beleuchten. Die geschätzten Kosten für eine Rücklösung des Phosphats aus der Klärschlamm belaufen sich bislang noch auf das zwei- bis zehnfache des Importpreises von Rohphosphat.

### **Kosten der Phosphorrückgewinnung**

In Österreich betragen nach Angaben des Raiffeisen Lagerhauses (Stand Juli.2010) die Kosten für Phosphatdünger ab Lagerhaus (Bereich Landwirtschaft) ca. 0,78 €/kg für Superphosphat (18 %  $P_2O_5$ ) und ca. 0,85 €/kg für Hyperfein (29 %  $P_2O_5$  mehlfein). Die Kosten für die Phosphatrückgewinnung mit den derzeit im Pilot bzw. Laborbetrieb getesteten Verfahrenstechnologien betragen zurzeit noch ein Vielfaches der derzeitigen Rohstoffkosten.

Um Phosphate aus Klärschlamm zurückzugewinnen, sind Verfahrensumstellungen und / oder Ergänzungen notwendig, die mit Investitionen und einem betrieblichen Mehraufwand verbunden sind. Außerdem hängen die Kosten für die Rückgewinnung von Phosphor sehr von den örtlichen Rahmenbedingungen ab. Selbst unter günstigen Annahmen werden mit den derzeitigen Gutschriften für 1 kg zurückgewonnenes Phosphat die zusätzlichen Kosten im Bereich der Kläranlage sowie zusätzlich anzusetzende Logistikkosten für den Vertrieb der gewonnenen Phosphate bei weitem nicht gedeckt.

Daraus folgt dass zum derzeitigen Zeitpunkt der hohe Phosphatgehalt der Biertrebe-

raschenfraktion neben der thermischen Energiegewinnung einen weiteren merklichen finanziellen Vorteil bietet.

### 6.6.3 Kondensatschlammverwertung

Eine Rückführung des Kondensatschlammes auf land- bzw. forstwirtschaftliche Flächen ist aus Gründen der hohen Schwermetallkonzentrationen nicht möglich. Kondensatschlamm aus Biomassefeuerungen muss daher, falls keine andere Verwertungsmöglichkeit gegeben ist deponiert werden.

Neben der Deponierung erscheinen aber noch andere Verwertungsmöglichkeiten von Interesse:

#### **Zumahlstoff in der Zementindustrie**

Ein Vergleich mit der Qualitätskriterien zur Verwendung von Kohleflugaschen als Zumahlstoff in der Zementindustrie (ÖNORM B3319) zeigt, daß die Richtbereiche von Kondensatschlämmen aus Biomassefeuerungen die notwendigen Konzentrationsrichtwerte hinsichtlich Cl-, S- und ungebundenen CaO-Gehalten einhalten.

Bezüglich ungebundenen CaO-Gehalten muss hingewiesen werden daß Ca in Kondensatschlamm zu 80% als  $\text{CaCO}_3$  vorliegt, die restlichen 20% zum Großteil als Kalziumphosphat und somit mit ungebundenen CaO in Kondensatschlämmen nicht zu rechnen ist.

Alleine der maximale  $\text{C}_{\text{org}}$ -Gehalt von 30000 mg/kg TS wird in den untersuchten Kondensatschlämmen überschritten und bedarf weiteren Untersuchungen inwiefern mit dem derzeitigen Stand der Technik dieser eingehalten werden kann.

#### **Zuschlagstoff zu Zement bzw. zementstabilisiertem Sandmaterial (SSM)**

Eine weitere Möglichkeit besteht in der prinzipiellen Eignung als Zuschlagstoff zu Zement bzw. zementstabilisiertem Sandmaterial (SSM) und die nachfolgende Verwen-

dung dieses Stoffes zur Hinterfüllung von Fernwärmerohren. Hinsichtlich dieser Verwendungsmöglichkeit liegen bereits positive Forschungsergebnisse und Erfahrungen mit Braunkohleflugaschen vor. Die Eluierbarkeit (Summe der gelösten Stoffe im Eluat) bei dieser Verwendung kann um das 5- bis 10 fache im Vergleich zu unbehandeltem Kondensatschlamm reduziert werden. Abgesicherte Langzeitergebnisse lagen zu diesem Zeitpunkt noch nicht vor. [5]



# 7 Zusammenfassung

## 7.1 Erkenntnisse aus den Optimierungsmöglichkeiten

Die steigende Nachfrage nach Energie und somit auch der Suche nach anderen Energiequellen und deren optimalen Nutzung wird in Zukunft eine wichtige Rolle einnehmen. Ein möglicher Ausweg in der Bierbrauerei mit seiner großen Nachfrage an Wärmeenergie bietet hier die Optimierung der Biertreberverbrennung und der Nutzung des dabei anfallenden Presswasser und der Rauchgaskondensation. Verschärfungen der gesetzlichen Rauchgasgrenzwerte werden eine weitere Herausforderung an die technische Auslegung der Treberverbrennung stellen.

Die Ergebnisse dieser Arbeit zeigen den großen Einfluss des Wassergehaltes auf die benötigte Brennstoffmenge des Biomassekessels. Eine Verringerung der entstehenden Rauchgasmenge konnte mittels dieser Methode nicht erreicht werden, sehr wohl aber eine deutliche Reduzierung des gesamt anfallenden Treberolumens und die Möglichkeit einer langzeitigen Lagerbeständigkeit.

Weiters sind die Möglichkeiten zur Optimierung der Aschenfraktionen noch nicht vollständig ausgeschöpft. Die Verwendung von Niedertemperaturabwärme aus der Rauchgaskondensation hat neben der Reduktion der Feinststaubbelastung im Rauchgas den Vorteil der Aufheizung des Brunnenwassers für den Einmischprozess und somit einer Einsparung an weiteren Brennstoff.

Weiters bietet in Zeiten der steigenden Rohstoffpreise die Rückführung des anfallenden Presswasser aus der mechanischen Stufe einen wirtschaftlichen Vorteil.

Es ist anzumerken, dass alle in dieser Arbeit durchgeführten Berechnungen von theoretischer Natur. Wärmeverluste an technischen Anlagen und Verbrennungsbedingungen können zu deutlichen Abweichungen führen. Diese Unterschiede sollte Gegenstand weiterer Forschungen sein.

Weitere Untersuchungen sollten auch die Ermittlung der Abhängigkeit der thermischen Trocknung auf die Agglomeration unterschiedlicher Biotreibersorten und weiters auf das Abbrandverhalten zum Ziel haben, da dies ebenfalls von entscheidender Bedeutung für die praktische Auslegung der Kombination Biomassekessel - thermischer Trockner ist.

## 7.2 Anlagenaufbau nach Optimierung

Abbildung 7.1 veranschaulicht das Anlagenschema nach der Optimierung.

Die Anlage lässt sich jetzt grob in folgende 5 Hauptbereiche einteilen:

- Bandpresse mit Nasstrebersilo
- Trommeltrockner mit Pressentrebersilo
- Biomassekessel mit Trockentrebersilo
- Abgasreinigung mit Ascheaustrag
- Abgaskondensation mit Wärmerückgewinnung

### **7.2.1 Bandpresse**

Die Presswasserfraktion aus dem Bandpressebereich wird jetzt zwecks Einsparung von Rohstoffen und Wärmeenergie dem Einmischprozess rückgeführt.

### **7.2.2 Trommeltrockner**

Die Presstreber wird aus dem Presstrebersilo zwecks Reduzierung des Wassergehaltes und Agglomeration der Treberpartikel einem Trommeltrockner zugeführt. Ein dem Trommeltrockner nachgeschalteter Filter scheidet durch das Rauchgas mitgeschleppte Treberpartikel ab und führt sie dem Trocknungsprozess wieder zu. Vorteilhaft in der Verwendung eines Trommeltrockners ist die Lastunabhängigkeit von der Kesselfeuerung, da die Trocknungsgeschwindigkeit von der Drehzahl des Trommeltrockners gesteuert werden kann. Das mit Wasserdampf beladene Rauchgas wird folgend der Abgasreinigung zur Wärmerückgewinnung zugeführt.

### **7.2.3 Biomassekessel**

Durch die Verbrennung von Treber mit reduziertem Wassergehalt und dem daraus folgenden höheren Heizwert ergibt sich ein verringerter Brennmaterialbedarf, gleichzeitig sinkt das Rauchgasvolumen durch den reduzierten Wasserdampfgehalt. Die Agglomeration der Treberbestandteile in der Trommeltrockner wiederum erlauben eine bessere Rostdurchströmung der Primärluft was sich vorteilhaft auf den Staubaustrag der Rostfeuerung auswirkt.

### **7.2.4 Abgasreinigung**

Das bei der Verbrennung entstehende Rauchgas wird einer 3stufigen Reinigung unterzogen bestehend aus folgende Abschnitten:

1. Einer Feinstaubabscheidung mittels Rotationsabscheider welcher qualitativ besser für die anfallende Teilchengröße im Rauchgas geeignet ist als ein Zyklonabscheider, und vorteilhaft einen unabhängig vom Teillastbetrieb des Kessels konstanten Abscheidewirkungsgrad liefert.
2. Einer Feinstaubabscheidung über einen E-Filter dem nachgeschaltet der LuVo und der Trommeltrockner ist.
3. Bestehend aus einer Kombination Nasselektrofilter und Rauchgaskondensationsanlage welche mit dem Wasserdampfgesättigten Rauchgas aus dem Trommeltrockner gespeist wird.

### **7.2.5 Abgaskondensation mit Wärmerückgewinnung**

Durch Kondensation des Wasserdampfes aus dem Rauchgas steht somit Wärmeenergie auf niedrigem Temperaturniveau zur Verfügung welche vorteilhaft zum Aufheizen des Einmischwasser/Presswasser Gemisch verwendet werden kann.

Weiters verbessert die Rauchgaskondensation in Verbindung mit einem Elektrofilter dessen Abscheidewirkungsgrad welches sich somit vorteilhaft auf die Abgaswerte der Anlage auswirkt.

### Anlagenbeschreibung - Göss Optimiert

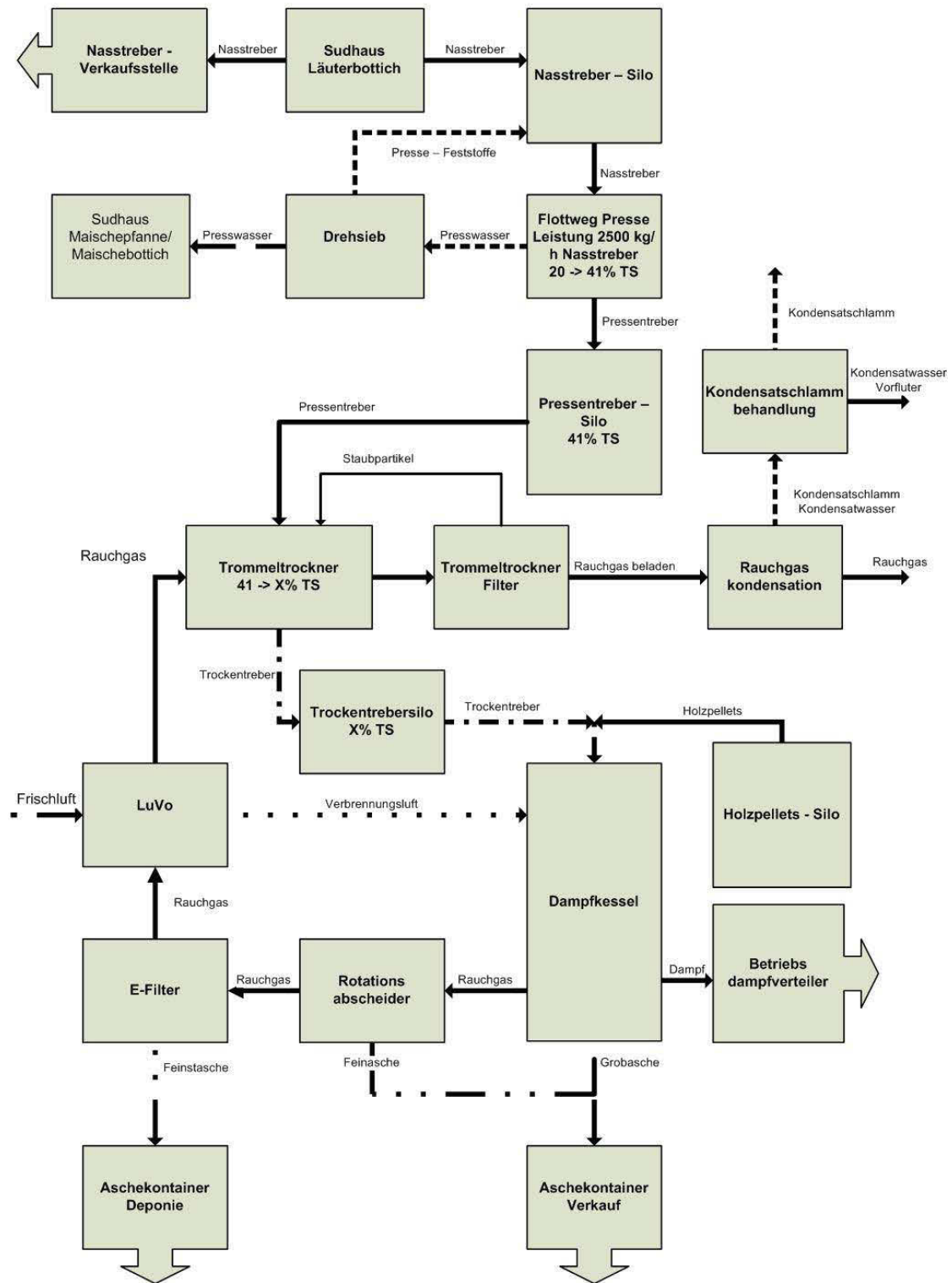


Abbildung 7.1: Anlagenbeschreibung nach der Optimierung

# Abbildungsverzeichnis

2.1	Nährstoffgehalte unterschiedlicher Aschegemische . . . . .	8
3.1	Gasgeschwindigkeit unterschiedlicher Feuerungsarten . . . . .	22
3.2	Unterschubfeuerung . . . . .	24
3.3	Vorschubfeuerung . . . . .	25
3.4	Wirbelschichtfeuerung . . . . .	28
3.5	Einblasfeuerung . . . . .	30
3.6	Abscheidegrade . . . . .	32
3.7	Zyklon . . . . .	33
3.8	Rotierender Partikelseparator . . . . .	34
3.9	Gewebefilter . . . . .	35
3.10	Elektrofilter . . . . .	36
3.11	Schema einer Rauchgaskondensationsanlage . . . . .	37
3.12	Aschenfraktionen . . . . .	38
4.1	Anlagenbeschreibung am Beispiel der Treberverbrennung Göss . . . . .	42
5.1	Gasgeschwindigkeit unterschiedlicher Feuerungsarten . . . . .	53
5.2	Adiabater Temperaturverlauf bei unterschiedlichen Luftüberschußzahlen .	54
5.3	Verlauf der Rauchgasvolumenstroms nach Wassergehalt und Luftüberschuß . . . . .	55
5.4	Verlauf der Rauchgasvolumenstroms nach Wassergehalt und Luftüberschuß . . . . .	56
5.5	Verlauf der Wasserdampfmenge im Rauchgas nach Wassergehalt im Treber . . . . .	57
7.1	Anlagenbeschreibung nach der Optimierung . . . . .	84

# Tabellenverzeichnis

2.1	Korngrößenmassenverteilung nach der Pfungstädter Plansichter Methode	5
2.2	Technische Kriterien von Läuterbottich und Dünnschichtmischefilter . . .	6
2.3	Treberkomponenten . . . . .	7
2.4	Nährstoffe von Aschengemischen (Angaben in Gew % der TS) . . . . .	8
2.5	Nährstoffgehalt von Handelsdüngern und Komposten . . . . .	9
5.1	Elementaranalyse der Biertreber aus Göss . . . . .	44
5.2	Heizwert abhängig vom Wassergehalt . . . . .	45
6.1	Einfluß verschiedener Maßnahmen . . . . .	58
6.2	Aschenanteil in Abhängigkeit des Einsatzstoffes . . . . .	73
6.3	Durchschnittliche Schwermetallgehalte in den einzelnen Aschefractionen in mg/kg TS . . . . .	74
6.4	Durchschnittliche Nährstoffgehalte in den einzelnen Aschefractionen in Gew% der TS . . . . .	75
7.1	Chemische Zusammensetzung der Biertreber Göss . . . . .	91

## Literaturverzeichnis

- [1] M. B. T. Gruber, "Untersuchung zur trocknung von holzspänen mit dampf," *European Journal of Wood and Wood Products*, vol. 61, no. 2, 2003.
- [2] I. Kügler, "Dezentrale klärschlammverbrennung," 2004.
- [3] H. Baehr, *Thermodynamische Grundlagen und technische Anwendungen*. Springer, 2006.
- [4] "Vdi nachrichten, 13.2.09," 2009.
- [5] I. Obernberger, *Nutzung fester Biomasse in Verbrennungsanlagen*. dbv-Verlag für die Technische Universität Graz, 1998.
- [6] L.-L. Ström, "Evaluation of pilot scale drying of brewer's spent grain," *Chemeca 2008*, 2008.
- [7] M. I. Zhongwei Tang, Stefan Cenkowski, "Thin-layer drying of spent grains in superheated steam," *Journal of food engineering*, 2004.
- [8] I. Obernberger, "Stand und entwicklung der verbrennungstechnik," *VDI Bericht 1319,pp.47-80*, 1997.
- [9] Öchsner, "Biogaspotentiale bei der vergärung von nachwachsenden rohstoffen," *Internationaler Workshop Biogas*, 2006.



- [10] T. Amon, "Das methanbildungsvermögen und die biogasqualität bei der vergärung von energiepflanzen," tech. rep., Universität für Bodenkultur Wien, 2005.
- [11] Z. G. Groß B, Kepplinger W, "Energie- und reststoffmanagement von biertrebern im brauereiverbund," *BHM*, vol. 10, no. 143, 1998.
- [12] K. Angelika, "Messung und auswertung von betriebsergebnissen aus der treberverbrennungsanlage göss," tech. rep., Institut für Verfahrenstechnik des industriellen Umweltschutzes, 2006.
- [13] M. Feuchter, "Stoffeigenschaften von biertrebern." Entwässerung von Biertrebern, 2005.
- [14] I. Obernberger, *Entwicklung einer Pelletsstaub- Einblasfeuerung mit Zyklonbrennkammer*. Technische Universität Graz: Projektfabrik Waldhör Nedergasse 23, 1190 Wien, 2002.
- [15] K. Kröll, *Trocknungstechnik III Trocknen und Trockner in der Produktion*. Berlin [u.a.]: Springer, 1989.
- [16] O. Krischer and W. Kast, *Die wissenschaftlichen Grundlagen der Trocknungstechnik*. Berlin [u.a.]: Springer, korrigierter und erg. nachdr. der 3., neubearb. a ed., 1992.
- [17] K. Kröll, *Trockner und Trocknungsverfahren*. Berlin [u.a.]: Springer, 2., neubearb. aufl. ed., 1978.
- [18] G. Zanker and W. Kepplinger, "Incineration of solid food waste: A project about spent grain," *Utilization of By-Products and Treatment of Waste in the Food Industry*, pp. 273–281, 2007.
- [19] W. Kepplinger and G. Zanker, "Die verwertung von biertrebern im brauereiverbund," *Brauereiverbund*, vol. 46/47, no. S. 189 - 196, 2004.
- [20] F. Brandt, *Brennstoffe und Verbrennungsrechnung*. Essen: Vulkan-Verl., 1999.

- [21] A. Schönbacher, *Thermische Verfahrenstechnik*. Berlin [u.a.]: Springer, 2002.
- [22] Mersmann, *Thermische Verfahrenstechnik Grundlagen und Methoden*. Berlin [u.a.]: Springer, 2., wesentlich erw. und aktualisierte Aufl. ed., 2005.
- [23] F. Joos, *Technische Verbrennung*. Berlin [u.a.]: Springer, 2006.
- [24] H. B. J. Bärnthaler, *Technologie, Logistik und Wirtschaftlichkeit von Biogas-Großanlagen auf Basis industrieller biogener Abfälle*. Ameisgasse 65, 1140 Wien: HEIc Hornbachner Energie Innovation Consulting GmbH, 2008.
- [25] H. G. Heller and G. Baumbach, *Optimierung der Feuerungstechnik zur Wärmezeugung aus auf-bereiteten Durchforstungsreststoffen*. Institut für Verfahrenstechnik und Dampfkesselwesen, Abteilung Reinhaltung der Luft, Universität Stuttgart: Programm Lebensgrundlage Umwelt und ihre Sicherung (BWPLUS), 2004.
- [26] I. Obernberger, "Asche aus Biomassefeuerungen - Zusammensetzung und Verwertung," *VDI Bericht 1319*, pp.199-222, 1997.
- [27] R. W. Habel, *Untersuchungen von Stoffströmen in der Lebensmittelindustrie*. Leoben, Montanuniv., Dipl.-Arb., 2003, 2002.
- [28] I. Obernberger, "Thermische Nutzung fester biogener Brennstoffe," *Regenerative Energien in Ungarn und in Deutschland*, 2000.
- [29] J. Eubarth, *Erneuerbare Energien in Österreich*. Wien [u.a.]: Springer, 2000.
- [30] G. Obernberger, Ingwald Thek, *Herstellung und energetische Nutzung von Pellets*. Bios - Bioenergiesysteme GmbH, 8, 1. Aufl. ed., 2009.
- [31] M. Kaltschmitt, *Energie aus Biomasse Grundlagen, Techniken und Verfahren*. Springer, 2009.

# Anhang

Tabelle 7.1: Chemische Zusammensetzung der Biertreber Göss

Parameter	Trockensubstanz	Asche
	mg/kg	mg/kg
Wassergehalt %	87,2	
Aschegehalt 550°C %	4,77	
N <sub>gesamt</sub> %	3,4±0,1	
C <sub>gesamt</sub> %	46,8±0,1	
H <sub>gesamt</sub> %	6,71±0,06	
S	2200±40	
Cl	180±20	
F	<20	
Si	4900±300	103333
Ca	3570±30	75000
Mg	2030±50	42600
K	64±1	1344
Na	62±1	1302
P	7900±200	166000
Al	21±2	441
Fe	111±3	2331
Mn	42±1	882
Cu	15±1	315
Zn	94±2	1974
Co	0,024±0,001	1
Mo	179±0,02	38
Ni	0,52±0,01	11
Cr	0,79±0,01	17
Pb	0,096±0,007	2
Cd	0,027±0,001	1
V	0,047±0,003	1
Ba	8,4±01	176
Ti	49±4	1029
As	<0,05	<NWG
Hg	<0,02	<NWG
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>		380000



## Änderung der Biertreberzusammensetzung mit dem Wassergehalt

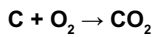
### Elementar

C	20,66	25,58	30,5	35,42	40,34	45,26	49,2
H <sub>2</sub>	2,90	3,59	4,28	4,97	5,66	6,35	6,9
N <sub>2</sub>	1,34	1,66	1,98	2,3	2,62	2,94	3,2
O <sub>2</sub>	15,70	19,44	23,17	26,91	30,65	34,39	37,38
<b>H<sub>2</sub>O</b>	<b>58,00</b>	<b>48</b>	<b>38</b>	<b>28</b>	<b>18</b>	<b>8</b>	<b>0</b>
S	0,13	0,16	0,19	0,22	0,25	0,28	0,3
Cl	0,01	0,01	0,01	0,02	0,02	0,02	0,02
Asche	1,26	1,56	1,86	2,16	2,46	2,76	3

### Brennstoffe und Verbrennungsrechnung nach DIN 1871 (Mai 1980)

Gasart	molare Masse	molare Normv.	Dichte	spez. Wärme kapazität	
Formel	M	V <sub>mn</sub>	ρ <sub>n</sub>	C <sub>p</sub> 25°C, 1bar	1,01325 bar
	kg/kmol	m <sup>3</sup> i.N./kmol	kg/m <sup>3</sup> i.N.	kJ/kg K	m <sup>3</sup> i.N./kmol
C	12,0110				
S	32,0602				
N <sub>2</sub>	28,0134	22,4030	1,2504	1,0389	
H <sub>2</sub>	2,0158	22,4280	0,0899	14,1967	
O <sub>2</sub>	31,9988	22,3920	1,4290	0,9111	
CO <sub>2</sub>	44,0098	22,2610	1,9770	0,8312	
SO <sub>2</sub>	64,0590	21,8560	2,9310	0,5959	
H <sub>2</sub> O <sub>Dampf</sub>	18,0152	22,4138	0,8038	1,8632	
Luft	28,9627	22,4005	1,2930	1,0061	

## Umrechnung der Einzelgaswerte



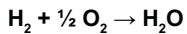
12,011 kg/kmol + 31,9988 kg/kmol → 44,0098 kg/kmol  
 12,011 kg/kmol + 22,3920 m<sup>3</sup>/kmol → 22,2610 m<sup>3</sup>/kmol

31,9988 / 12,011	2,66 kg O <sub>2</sub> / kg C
44,0098 / 12,011	3,66 kg CO <sub>2</sub> / kg C
22,261 / 12,011	1,88 m <sup>3</sup> CO <sub>2</sub> / kg C
22,3920 / 12,011	1,86 m <sup>3</sup> O <sub>2</sub> / kg C

**44,008 / 22,3920                      1,96 kg CO<sub>2</sub> / m<sup>3</sup> CO<sub>2</sub>**

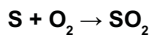
### Massen% → Vol%

CO <sub>2</sub>	1,96 kg / m <sup>3</sup>
SO <sub>2</sub>	2,93 kg / m <sup>3</sup>
N <sub>2</sub>	1,25 kg / m <sup>3</sup>
O <sub>2</sub>	1,43 kg / m <sup>3</sup>
H <sub>2</sub> O	0,8 kg / m <sup>3</sup>



2,0158 kg/kmol + ½ \* 31,9988 kg/kmol → 18,015 kg/kmol  
 2,0158 kg/kmol + ½ \* 22,392 m<sup>3</sup>/kmol → 22,413 m<sup>3</sup>/kmol

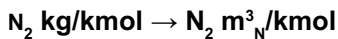
2,0158 / (½ * 31,9988)	2,66 kg O <sub>2</sub> / kg H <sub>2</sub>
18,0152 / 2,0158	8,94 kg H <sub>2</sub> O / kg H <sub>2</sub>
(½ * 22,392) / 2,0158	5,55 m <sup>3</sup> O <sub>2</sub> / kg H <sub>2</sub>
22,413 / 2,0158	11,12 m <sup>3</sup> H <sub>2</sub> O / kg H <sub>2</sub>



32,0602 kg/kmol + 31,9988 kg/kmol → 64,0590 kg/kmol  
 32,0602 kg/kmol + 22,392 m<sup>3</sup>/kmol → 21,856 m<sup>3</sup>/kmol

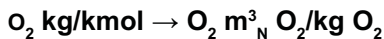
31,9988 / 32,0602	1,00 kg O <sub>2</sub> / kg S
64,0590 / 32,0602	2,00 kg SO <sub>2</sub> / kg S
22,392 / 32,0602	0,69 m <sup>3</sup> O <sub>2</sub> / kg S
22,856 / 32,0602	0,71 m <sup>3</sup> SO <sub>2</sub> / kg S

**64,059 / 21,856                      2,93 kg SO<sub>2</sub> / m<sup>3</sup> SO<sub>2</sub>**



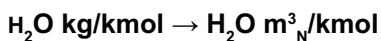
22,4030/28,0134                      0,80 m<sup>3</sup> N<sub>2</sub> / kg N<sub>2</sub>

**28,0134 / 22,4030                      1,25 kg N<sub>2</sub> / m<sup>3</sup> N<sub>2</sub>**



22,3920/31,9988                      0,77 m<sup>3</sup> O<sub>2</sub> / kg O<sub>2</sub>

**31,9988 / 22,3920                      1,43 kg O<sub>2</sub> / m<sup>3</sup> O<sub>2</sub>**



22,4138/18,0152                      1,24 m<sup>3</sup> H<sub>2</sub>O / kg H<sub>2</sub>O

**18,0152 / 22,4138                      0,80 kg H<sub>2</sub>O / m<sup>3</sup> H<sub>2</sub>O**

# Lambda

1

Wassergehalt Hu  
58,00% 6899,76 kJ/kg

Vol% → Massen%

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	12,76%	21,05%	0,21
SO <sub>2</sub>	0,03%	0,07%	0,00
N <sub>2</sub>	52,91%	55,65%	0,56
O <sub>2</sub>	0,00%	0,00%	0,00
H <sub>2</sub> O	34,30%	23,08%	0,23

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,1885 kg/m<sup>3</sup>

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>

800

1,46 kJ/kgK

T<sub>adiabat.2</sub> =

1536,82 K

1263,67 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>

1400

1,6 kJ/kgK

T<sub>adiabat.3</sub> =

1395,68 K

1122,53 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>

1200

1,56 kJ/kgK

T<sub>adiabat.4</sub> =

1431,11 K

1157,96 °C

Wassergehalt Hu  
48,00% 9125,65 kJ/kg

Vol% Massen%

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	13,85%	22,23%	0,22
SO <sub>2</sub>	0,03%	0,07%	0,00
N <sub>2</sub>	57,41%	58,76%	0,59
O <sub>2</sub>	0,00%	0,00%	0,00
H <sub>2</sub> O	28,71%	18,81%	0,19

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2213 kg/m<sup>3</sup>

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>

800

1,41 kJ/kgK

T<sub>adiabat.2</sub> =

1777,04 K

1503,89 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>

1400

1,54 kJ/kgK

T<sub>adiabat.3</sub> =

1621,38 K

1348,23 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>

2000

1,62 kJ/kgK

T<sub>adiabat.4</sub> =

1545,94 K

1272,79 °C

Wassergehalt Hu  
38,00% 11351,55 kJ/kg

Vol% Massen%

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	14,70%	23,10%	0,23
SO <sub>2</sub>	0,03%	0,08%	0,00
N <sub>2</sub>	60,92%	61,07%	0,61
O <sub>2</sub>	0,00%	0,00%	0,00
H <sub>2</sub> O	24,35%	15,63%	0,16

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2468 kg/m<sup>3</sup>

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>

1400

1,5 kJ/kgK

T<sub>adiabat.3</sub> =

1801,15 K

1528,00 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>

2000

1,57 kJ/kgK

T<sub>adiabat.4</sub> =

1721,8 K

1448,65 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>

1600

1,52 kJ/kgK

T<sub>adiabat.2</sub> =

1768,32 K

1495,17 °C



# Lambda

1

Wassergehalt Hu  
28,00% 13577,44 kJ/kg

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	15,38%	23,78%	0,24
SO <sub>2</sub>	0,04%	0,08%	0,00
N <sub>2</sub>	63,73%	62,86%	0,63
O <sub>2</sub>	0,00%	0,00%	0,00
H <sub>2</sub> O	20,86%	13,17%	0,13

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2673 kg/m<sup>3</sup>

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>

800

1,32 kJ/kgK

T<sub>adiabat.2</sub> =

2191,74 K

1918,59 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>

1600

1,46 kJ/kgK

T<sub>adiabat.3</sub> =

1984,3 K

1711,15 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>

2000

1,49 kJ/kgK

T<sub>adiabat.4</sub> =

1936,77 K

1663,62 °C

Wassergehalt Hu  
18,00% 15803,34 kJ/kg

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	15,93%	24,33%	0,24
SO <sub>2</sub>	0,04%	0,08%	0,00
N <sub>2</sub>	65,98%	64,26%	0,64
O <sub>2</sub>	0,00%	0,00%	0,00
H <sub>2</sub> O	18,00%	11,22%	0,11

Dichte 1,2834 kg/m<sup>3</sup>

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>

800

1,32 kJ/kgK

T<sub>adiabat.2</sub> =

2248,48 K

1975,33 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>

1600

1,46 kJ/kgK

T<sub>adiabat.3</sub> =

2035,67 K

1762,52 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>

2000

1,49 kJ/kgK

T<sub>adiabat.4</sub> =

1986,91 K

1713,76 °C

Wassergehalt Hu  
8,00% 18029,23 kJ/kg

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	16,40%	24,76%	0,25
SO <sub>2</sub>	0,04%	0,08%	0,00
N <sub>2</sub>	67,96%	65,44%	0,65
O <sub>2</sub>	0,00%	0,00%	0,00
H <sub>2</sub> O	15,61%	9,62%	0,10

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2980 kg/m<sup>3</sup>

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>

1600

1,43 kJ/kgK

T<sub>adiabat.3</sub> =

2137,01 K

1863,86 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>

1800

1,45 kJ/kgK

T<sub>adiabat.2</sub> =

2109,64 K

1836,49 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>

2000

1,47 kJ/kgK

T<sub>adiabat.4</sub> =

2087,77 K

1814,62 °C

**Lambda**  
**2**

Wassergehalt Hu  
58,00% 6899,76 kJ/kg

Vol% → Massen%

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	7,67%	12,23%	0,12
SO <sub>2</sub>	0,02%	0,04%	0,00
N <sub>2</sub>	63,33%	64,46%	0,64
O <sub>2</sub>	8,39%	9,77%	0,10
H <sub>2</sub> O	20,60%	13,42%	0,13

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2281 kg/m<sup>3</sup>

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
800 1,33 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.2</sub> = 1122,78 K 849,63 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1000 1,38 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.3</sub> = 1084,66 K 811,51 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1200 1,41 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.4</sub> = 1057,82 K 784,67 °C

Wassergehalt Hu  
48,00% 9125,65 kJ/kg

Vol% Massen%

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	8,04%	12,62%	0,13
SO <sub>2</sub>	0,02%	0,04%	0,00
N <sub>2</sub>	66,46%	66,51%	0,67
O <sub>2</sub>	8,80%	10,08%	0,10
H <sub>2</sub> O	16,67%	10,68%	0,11

Dichte 1,2490 kg/m<sup>3</sup>

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
800 1,3 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.2</sub> = 1247,05 K 973,9 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1000 1,34 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.3</sub> = 1206,23 K 933,08 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1200 1,38 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.4</sub> = 1174,74 K 901,59 °C

Wassergehalt Hu  
38,00% 11351,55 kJ/kg

Vol% Massen%

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	8,32%	12,90%	0,13
SO <sub>2</sub>	0,02%	0,04%	0,00
N <sub>2</sub>	68,76%	67,97%	0,68
O <sub>2</sub>	9,11%	10,30%	0,10
H <sub>2</sub> O	13,79%	8,73%	0,09

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2644 kg/m<sup>3</sup>

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1000 1,32 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.3</sub> = 1296,99 K 1023,84 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1200 1,35 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.3</sub> = 1264,29 K 991,14 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1400 1,38 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.4</sub> = 1239,96 K 966,81 °C

**Lambda**  
**2**

Wassergehalt Hu  
28,00% 13577,44 kJ/kg

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	8,54%	13,11%	0,13
SO <sub>2</sub>	0,02%	0,04%	0,00
N <sub>2</sub>	70,52%	69,07%	0,69
O <sub>2</sub>	9,34%	10,47%	0,10
H <sub>2</sub> O	11,58%	7,26%	0,07

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2763 kg/m<sup>3</sup>

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
800 1,26 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.2</sub> = 1411,26 K 1138,11 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1000 1,3 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.4</sub> = 1367,34 K 1094,19 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1200 1,33 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.3</sub> = 1333,81 K 1060,66 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1400 1,36 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.3</sub> = 1309,02 K 1035,87 °C

Wassergehalt Hu  
18,00% 15803,34 kJ/kg

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	8,70%	13,27%	0,13
SO <sub>2</sub>	0,02%	0,04%	0,00
N <sub>2</sub>	71,92%	69,92%	0,70
O <sub>2</sub>	9,53%	10,60%	0,11
H <sub>2</sub> O	9,83%	6,12%	0,06

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2856 kg/m<sup>3</sup>

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1200 1,32 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.2</sub> = 1389,35 K 1116,2 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1400 1,34 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.3</sub> = 1374,24 K 1101,09 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1600 1,36 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.4</sub> = 1353,58 K 1080,43 °C

Wassergehalt Hu  
8,00% 18029,23 kJ/kg

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	8,84%	13,48%	0,13
SO <sub>2</sub>	0,02%	0,05%	0,00
N <sub>2</sub>	73,05%	71,02%	0,71
O <sub>2</sub>	9,68%	10,76%	0,11
H <sub>2</sub> O	8,90%	5,54%	0,06

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2971 kg/m<sup>3</sup>

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1600 1,36 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.4</sub> = 1474 K 1200,85 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1200 1,32 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.2</sub> = 1523,19 K 1250,04 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1400 1,34 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.3</sub> = 1496,13 K 1222,98 °C

**Lambda**  
**2,5**

Wassergehalt  $H_u$   
**58,00%** 6899,76 kJ/kg

Vol% → Massen%

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	6,39%	10,12%	0,10
SO <sub>2</sub>	0,01%	0,03%	0,00
N <sub>2</sub>	65,94%	66,58%	0,67
O <sub>2</sub>	10,49%	12,12%	0,12
H <sub>2</sub> O	17,17%	11,09%	0,11

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2380 kg/m<sup>3</sup>

$C_{pm,Rauchgas,feucht}$   
**800** 1,3 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.2} =$  1011,27 K 738,12 °C

$C_{pm,Rauchgas,feucht}$   
**1000** 1,34 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.3} =$  978,19 K 705,04 °C

$C_{pm,Rauchgas,feucht}$   
**600** 1,25 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.4} =$  1054,14 K 780,99 °C

Wassergehalt  $H_u$   
**48,00%** 9125,65 kJ/kg

Vol% Massen%

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	6,65%	10,38%	0,10
SO <sub>2</sub>	0,02%	0,03%	0,00
N <sub>2</sub>	68,63%	68,32%	0,68
O <sub>2</sub>	10,92%	12,43%	0,12
H <sub>2</sub> O	13,79%	8,78%	0,09

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2557 kg/m<sup>3</sup>

$C_{pm,Rauchgas,feucht}$   
**800** 1,27 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.2} =$  1110,18 K 837,03 °C

$C_{pm,Rauchgas,feucht.1}$   
**000** 1,31 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.3} =$  1075,06 K 801,91 °C

$C_{pm,Rauchgas,feucht}$   
**1200** 1,35 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.4} =$  1048,07 K 774,92 °C

Wassergehalt  $H_u$   
**38,00%** 11351,55 kJ/kg

Vol% Massen%

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	6,84%	10,57%	0,11
SO <sub>2</sub>	0,02%	0,04%	0,00
N <sub>2</sub>	70,58%	69,55%	0,70
O <sub>2</sub>	11,23%	12,66%	0,13
H <sub>2</sub> O	11,33%	7,15%	0,07

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2686 kg/m<sup>3</sup>

$C_{pm,Rauchgas,feucht}$   
**800** 1,25 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.4} =$  1182,74 K 909,59 °C

$C_{pm,Rauchgas,feucht}$   
**1000** 1,29 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.2} =$  1146,27 K 873,12 °C

$C_{pm,Rauchgas,feucht}$   
**1200** 1,33 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.3} =$  1118,39 K 845,24 °C

**Lambda**  
**2,5**

Wassergehalt Hu  
28,00% 13577,44 kJ/kg

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	6,98%	10,71%	0,11
SO <sub>2</sub>	0,02%	0,04%	0,00
N <sub>2</sub>	72,06%	70,47%	0,70
O <sub>2</sub>	11,46%	12,82%	0,13
H <sub>2</sub> O	9,47%	5,93%	0,06

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2783 kg/m<sup>3</sup>

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
800 1,24 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.4</sub> = 1238,25 K 965,1 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1000 1,28 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.2</sub> = 1200,82 K 927,67 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1200 1,31 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.3</sub> = 1172,33 K 899,18 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1400 1,33 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.4</sub> = 1151,3 K 878,15 °C

Wassergehalt Hu  
18,00% 15803,34 kJ/kg

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	7,09%	10,81%	0,11
SO <sub>2</sub>	0,02%	0,04%	0,00
N <sub>2</sub>	73,23%	71,18%	0,71
O <sub>2</sub>	11,65%	12,95%	0,13
H <sub>2</sub> O	8,02%	4,99%	0,05

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2860 kg/m<sup>3</sup>

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
800 1,23 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.2</sub> = 1282,09 K 1008,9 °C  
4 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1000 1,27 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.2</sub> = 1243,95 K 970,8 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1200 1,3 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.3</sub> = 1215,03 K 941,88 °C

Wassergehalt Hu  
8,00% 18029,23 kJ/kg

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	7,19%	10,95%	0,11
SO <sub>2</sub>	0,02%	0,04%	0,00
N <sub>2</sub>	74,16%	72,09%	0,72
O <sub>2</sub>	11,80%	13,12%	0,13
H <sub>2</sub> O	7,24%	4,50%	0,05

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2953 kg/m<sup>3</sup>

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
800 1,23 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.4</sub> = 1301,98 K 1028,8 °C  
3 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1000 1,27 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.2</sub> = 1263,6 K 990,45 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.</sub>  
1200 1,3 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.3</sub> = 1234,56 K 961,41 °C

### Lambda

3

Wassergehalt Hu  
**58,00%** 6899,76 kJ/kg

Vol% → Massen%

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	5,48%	8,62%	0,09
SO <sub>2</sub>	0,01%	0,03%	0,00
N <sub>2</sub>	67,80%	68,07%	0,68
O <sub>2</sub>	11,99%	13,77%	0,14
H <sub>2</sub> O	14,72%	9,46%	0,09

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.8</sub>

00

**1,28 kJ/kgK**

T<sub>adiabat.2</sub> =

**929,49 K**

**656,34 °C**

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.1</sub>

000

**1,32 kJ/kgK**

T<sub>adiabat.3</sub> =

**899,93 K**

**626,78 °C**

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.6</sub>

00

**1,23 kJ/kgK**

T<sub>adiabat.4</sub> =

**967,95 K**

**694,8 °C**

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2450 kg/m<sup>3</sup>

Wassergehalt Hu  
**48,00%** 9125,65 kJ/kg

Vol% Massen%

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	5,67%	8,81%	0,09
SO <sub>2</sub>	0,01%	0,03%	0,00
N <sub>2</sub>	70,16%	69,58%	0,70
O <sub>2</sub>	12,41%	14,08%	0,14
H <sub>2</sub> O	11,75%	7,46%	0,07

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.8</sub>

00

**1,25 kJ/kgK**

T<sub>adiabat.2</sub> =

**1011,29 K**

**738,14 °C**

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.1</sub>

000

**1,29 kJ/kgK**

T<sub>adiabat.3</sub> =

**980,11 K**

**706,96 °C**

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.1</sub>

200

**1,33 kJ/kgK**

T<sub>adiabat.4</sub> =

**956,21 K**

**683,06 °C**

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2604 kg/m<sup>3</sup>

Wassergehalt Hu  
**38,00%** 11351,55 kJ/kg

Vol% Massen%

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	5,80%	8,95%	0,09
SO <sub>2</sub>	0,01%	0,03%	0,00
N <sub>2</sub>	71,86%	70,65%	0,71
O <sub>2</sub>	12,71%	14,29%	0,14
H <sub>2</sub> O	9,62%	6,05%	0,06

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.8</sub>

00

**1,24 kJ/kgK**

T<sub>adiabat.4</sub> =

**1070,65 K**

**797,5 °C**

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.1</sub>

000

**1,28 kJ/kgK**

T<sub>adiabat.2</sub> =

**1038,4 K**

**765,25 °C**

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.1</sub>

200

**1,31 kJ/kgK**

T<sub>adiabat.3</sub> =

**1013,8 K**

**740,65 °C**

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2714 kg/m<sup>3</sup>

**Lambda**  
**3**

Wassergehalt  $H_u$   
28,00% 13577,44 kJ/kg

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	5,91%	9,05%	0,09
SO <sub>2</sub>	0,01%	0,03%	0,00
N <sub>2</sub>	73,13%	71,43%	0,71
O <sub>2</sub>	12,93%	14,45%	0,14
H <sub>2</sub> O	8,02%	5,01%	0,05

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2797 kg/m<sup>3</sup>

$C_{pm,Rauchgas,feucht.8}$   
00 1,23 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.4} =$  1115,69 K 842,54 °C

$C_{pm,Rauchgas,feucht.1}$   
000 1,26 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.2} =$  1082,68 K 809,53 °C

$C_{pm,Rauchgas,feucht.1}$   
200 1,29 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.3} =$  1057,61 K 784,46 °C

$C_{pm,Rauchgas,feucht.1}$   
400 1,32 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.4} =$  1039,12 K 765,97 °C

Wassergehalt  $H_u$   
18,00% 15803,34 kJ/kg

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	5,99%	9,12%	0,09
SO <sub>2</sub>	0,01%	0,03%	0,00
N <sub>2</sub>	74,13%	72,04%	0,72
O <sub>2</sub>	13,11%	14,57%	0,15
H <sub>2</sub> O	6,76%	4,21%	0,04

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2862 kg/m<sup>3</sup>

$C_{pm,Rauchgas,feucht.8}$   
00 1,22 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.2} =$  1151,04 K 877,89 °C

$C_{pm,Rauchgas,feucht.1}$   
000 1,25 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.2} =$  1117,46 K 844,31 °C

$C_{pm,Rauchgas,feucht.1}$   
200 1,28 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.3} =$  1092,05 K 818,9 °C

Wassergehalt  $H_u$   
8,00% 18029,23 kJ/kg

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	6,05%	9,22%	0,09
SO <sub>2</sub>	0,01%	0,03%	0,00
N <sub>2</sub>	74,92%	72,82%	0,73
O <sub>2</sub>	13,25%	14,73%	0,15
H <sub>2</sub> O	6,09%	3,79%	0,04

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2941 kg/m<sup>3</sup>

$C_{pm,Rauchgas,feucht.8}$   
00 1,22 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.2} =$  1167,69 K 894,54 °C

$C_{pm,Rauchgas,feucht.1}$   
000 1,25 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.2} =$  1133,89 K 860,74 °C

$C_{pm,Rauchgas,feucht.1}$   
200 1,28 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.3} =$  1108,37 K 835,22 °C

**Lambda**  
**3,5**

Wassergehalt Hu  
58,00% 6899,76 kJ/kg

Vol% → Massen%

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	4,79%	7,51%	0,08
SO <sub>2</sub>	0,01%	0,03%	0,00
N <sub>2</sub>	69,20%	69,18%	0,69
O <sub>2</sub>	13,11%	15,00%	0,15
H <sub>2</sub> O	12,88%	8,24%	0,08

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2503 kg/m<sup>3</sup>

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.8</sub>

00 = 1,26 kJ/kgK

T<sub>adiabat.2</sub> = 866,94 K 593,79 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.1</sub>

000 = 1,3 kJ/kgK

T<sub>adiabat.3</sub> = 839,97 K 566,82 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.6</sub>

00 = 1,21 kJ/kgK

T<sub>adiabat.4</sub> = 902,15 K 629 °C

Wassergehalt Hu  
48,00% 9125,65 kJ/kg

Vol% Massen%

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	4,94%	7,66%	0,08
SO <sub>2</sub>	0,01%	0,03%	0,00
N <sub>2</sub>	71,30%	70,52%	0,71
O <sub>2</sub>	13,51%	15,29%	0,15
H <sub>2</sub> O	10,24%	6,48%	0,06

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2639 kg/m<sup>3</sup>

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.8</sub>

00 = 1,24 kJ/kgK

T<sub>adiabat.2</sub> = 936,51 K 663,36 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.1</sub>

000 = 1,28 kJ/kgK

T<sub>adiabat.3</sub> = 908,2 K 635,05 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.6</sub>

00 = 1,19 kJ/kgK

T<sub>adiabat.4</sub> = 973,75 K 700,6 °C

Wassergehalt Hu  
38,00% 11351,55 kJ/kg

Vol% Massen%

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	5,04%	7,76%	0,08
SO <sub>2</sub>	0,01%	0,03%	0,00
N <sub>2</sub>	72,80%	71,45%	0,71
O <sub>2</sub>	13,80%	15,49%	0,15
H <sub>2</sub> O	8,36%	5,25%	0,05

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2735 kg/m<sup>3</sup>

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.8</sub>

00 = 1,23 kJ/kgK

T<sub>adiabat.4</sub> = 986,57 K 713,42 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.1</sub>

000 = 1,26 kJ/kgK

T<sub>adiabat.2</sub> = 957,37 K 684,22 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.1</sub>

200 = 1,29 kJ/kgK

T<sub>adiabat.3</sub> = 935,16 K 662,01 °C



**Lambda**  
**3,5**

Wassergehalt Hu  
28,00% 13577,44 kJ/kg

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	5,12%	7,83%	0,08
SO <sub>2</sub>	0,01%	0,03%	0,00
N <sub>2</sub>	73,91%	72,14%	0,72
O <sub>2</sub>	14,01%	15,64%	0,16
H <sub>2</sub> O	6,95%	4,34%	0,04

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2808 kg/m<sup>3</sup>

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.8</sub>  
00 1,22 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.4</sub> = 1024,33 K 751,18 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.1</sub>  
000 1,25 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.2</sub> = 994,5 K 721,35 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.1</sub>  
200 1,28 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.3</sub> = 971,89 K 698,74 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.1</sub>  
400 1,3 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.4</sub> = 955,23 K 682,08 °C

Wassergehalt Hu  
18,00% 15803,34 kJ/kg

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	5,18%	7,89%	0,08
SO <sub>2</sub>	0,01%	0,03%	0,00
N <sub>2</sub>	74,78%	72,67%	0,73
O <sub>2</sub>	14,17%	15,75%	0,16
H <sub>2</sub> O	5,85%	3,64%	0,04

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2864 kg/m<sup>3</sup>

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.8</sub>  
00 1,21 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.2</sub> = 1053,81 K 780,66 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.1</sub>  
000 1,24 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.2</sub> = 1023,52 K 750,37 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.1</sub>  
200 1,27 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.3</sub> = 1000,63 K 727,48 °C

Wassergehalt Hu  
8,00% 18029,23 kJ/kg

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	5,23%	7,97%	0,08
SO <sub>2</sub>	0,01%	0,03%	0,00
N <sub>2</sub>	75,48%	73,34%	0,73
O <sub>2</sub>	14,30%	15,90%	0,16
H <sub>2</sub> O	5,26%	3,27%	0,03

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2932 kg/m<sup>3</sup>

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.8</sub>  
00 1,21 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.4</sub> = 1068,11 K 794,96 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.1</sub>  
000 1,25 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.2</sub> = 1037,63 K 764,48 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.1</sub>  
200 1,27 kJ/kgK  
T<sub>adiabat.3</sub> = 1014,64 K 741,49 °C

## Lambda

4

Wassergehalt  $H_u$   
58,00% 6899,76 kJ/kg

Vol% → Massen%

CO <sub>2</sub>	4,26%	6,66%	0,07
SO <sub>2</sub>	0,01%	0,02%	0,00
N <sub>2</sub>	70,29%	70,04%	0,70
O <sub>2</sub>	13,99%	15,95%	0,16
H <sub>2</sub> O	11,45%	7,30%	0,07

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2545 kg/m<sup>3</sup>

Wassergehalt  $H_u$   
48,00% 9125,65 kJ/kg

Vol% Massen%

CO <sub>2</sub>	4,38%	6,77%	0,07
SO <sub>2</sub>	0,01%	0,02%	0,00
N <sub>2</sub>	72,18%	71,23%	0,71
O <sub>2</sub>	14,37%	16,22%	0,16
H <sub>2</sub> O	9,07%	5,73%	0,06

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2666 kg/m<sup>3</sup>

Wassergehalt  $H_u$   
38,00% 11351,55 kJ/kg

Vol% Massen%

CO <sub>2</sub>	4,46%	6,85%	0,07
SO <sub>2</sub>	0,01%	0,02%	0,00
N <sub>2</sub>	73,52%	72,07%	0,72
O <sub>2</sub>	14,63%	16,41%	0,16
H <sub>2</sub> O	7,39%	4,63%	0,05

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2752 kg/m<sup>3</sup>

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.8</sub>  
00 1,25 kJ/kgK

T<sub>adiabat.2</sub> = 817,56 K 544,41 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.1</sub>  
000 1,29 kJ/kgK

T<sub>adiabat.3</sub> = 792,58 K 519,43 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.6</sub>  
00 1,2 kJ/kgK

T<sub>adiabat.4</sub> = 850,27 K 577,12 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.8</sub>  
00 1,23 kJ/kgK

T<sub>adiabat.2</sub> = 877,98 K 604,83 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.1</sub>  
000 1,27 kJ/kgK

T<sub>adiabat.3</sub> = 851,85 K 578,7 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.6</sub>  
00 1,18 kJ/kgK

T<sub>adiabat.4</sub> = 912,42 K 639,27 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.8</sub>  
00 1,22 kJ/kgK

T<sub>adiabat.4</sub> = 921,17 K 648,02 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.1</sub>  
000 1,25 kJ/kgK

T<sub>adiabat.2</sub> = 894,29 K 621,14 °C

C<sub>pm,Rauchgas,feucht.6</sub>  
00 1,17 kJ/kgK

T<sub>adiabat.3</sub> = 956,79 K 683,64 °C

**Lambda**  
**4**

Wassergehalt  $H_u$   
28,00% 13577,44 kJ/kg

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	4,52%	6,91%	0,07
SO <sub>2</sub>	0,01%	0,02%	0,00
N <sub>2</sub>	74,51%	72,68%	0,73
O <sub>2</sub>	14,83%	16,55%	0,17
H <sub>2</sub> O	6,13%	3,83%	0,04

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2816 kg/m<sup>3</sup>

$C_{pm,Rauchgas,feucht.8}$   
00 1,21 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.4} =$  953,59 K 680,44 °C

$C_{pm,Rauchgas,feucht.1}$   
000 1,24 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.2} =$  926,17 K 653,02 °C

$C_{pm,Rauchgas,feucht.1}$   
200 1,27 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.3} =$  905,42 K 632,27 °C

$C_{pm,Rauchgas,feucht.6}$   
00 1,16 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.4} =$  990,07 K 716,92 °C

Wassergehalt  $H_u$   
18,00% 15803,34 kJ/kg

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	4,56%	6,95%	0,07
SO <sub>2</sub>	0,01%	0,02%	0,00
N <sub>2</sub>	75,29%	73,15%	0,73
O <sub>2</sub>	14,98%	16,66%	0,17
H <sub>2</sub> O	5,16%	3,21%	0,03

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2865 kg/m<sup>3</sup>

$C_{pm,Rauchgas,feucht.8}$   
00 1,2 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.2} =$  978,81 K 705,66 °C

$C_{pm,Rauchgas,feucht.1}$   
000 1,24 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.2} =$  951 K 677,85 °C

$C_{pm,Rauchgas,feucht.6}$   
00 1,16 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.4} =$  1015,9 K 742,79 °C

Wassergehalt  $H_u$   
8,00% 18029,23 kJ/kg

	Vol%	Massen%	
CO <sub>2</sub>	4,60%	7,01%	0,07
SO <sub>2</sub>	0,01%	0,02%	0,00
N <sub>2</sub>	75,90%	73,75%	0,74
O <sub>2</sub>	15,11%	16,79%	0,17
H <sub>2</sub> O	4,63%	2,88%	0,03

Dichte<sub>Rauchgas</sub> 1,2925 kg/m<sup>3</sup>

$C_{pm,Rauchgas,feucht.6}$   
00 1,16 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.4} =$  1028,7 K 755,62 °C

$C_{pm,Rauchgas,feucht.8}$   
00 1,2 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.2} =$  991,34 K 718,19 °C

$C_{pm,Rauchgas,feucht.1}$   
000 1,24 kJ/kgK  
 $T_{adiabat.2} =$  963,35 K 690,2 °C



Berechnung der Rauchgaszusammensetzung bei einer gewünschten adiabaten Abgastemperatur von ~850°C  
 durch die groben Iterationsschritte ist eine genaue Bestimmung des  $\lambda$ -Wertes auf 850°C nicht erreichbar

Ausgehend von einem Treiberverbrauch von 1200kg/h mit 58% WS (42% TS)

Laut Unterlagen Göss

8279709,65 kJ/h (1200kg/h\*6899,76 kJ/kg)  
 2299,92 kW

Wasser gehalt Heizwert	Rauchgaszusammensetzung	Massenströme	Benötigte Brennstoffmenge
<b>58%</b> 6899,76 kJ/kg  Ermittelter Lambdawert <b>2</b> Geschätzte Verbrennungstemp 900 °C	Massen% CO <sub>2</sub> 12,23% SO <sub>2</sub> 0,04% N <sub>2</sub> 64,46% O <sub>2</sub> 9,77% H <sub>2</sub> O 13,42%	V <sub>gesamt,feucht</sub> 5,07 m <sup>3</sup> /kg <sub>Brennstoff</sub> m <sub>gesamt,feucht</sub> 6,22 kg <sub>Rauchgas</sub> /kg <sub>Brennstoff</sub> m <sub>gesamt,trocken</sub> 5,39 kg <sub>Rauchgas</sub> /kg <sub>Brennstoff</sub> m <sub>Wasserdampf</sub> 0,84 kg <sub>Wasserdampf</sub> /kg <sub>Brennstoff</sub> Beladung 154,95 g/kg <sub>Rauchgas trocken</sub>  Dichte 1,2281 kg/m <sup>3</sup> <sub>Rauchgas</sub>	m <sub>Brennstoff</sub> 1200 kg/h m <sub>Benötigte Wasserdampferntfernung</sub> 0 kg/h 58% → 58%
<b>48%</b> 9125,65 kJ/kg  Ermittelter Lambdawert <b>2,5</b> Geschätzte Verbrennungstemp 900 °C	Massen% CO <sub>2</sub> 8,81% SO <sub>2</sub> 0,03% N <sub>2</sub> 69,58% O <sub>2</sub> 14,08% H <sub>2</sub> O 7,46%	V <sub>gesamt,feucht</sub> 7,23 m <sup>3</sup> /kg <sub>Brennstoff</sub> m <sub>gesamt,feucht</sub> 9,08 kg <sub>Rauchgas</sub> /kg <sub>Brennstoff</sub> m <sub>gesamt,trocken</sub> 8,4 kg <sub>Rauchgas</sub> /kg <sub>Brennstoff</sub> m <sub>Wasserdampf</sub> 0,68 kg <sub>Wasserdampf</sub> /kg <sub>Brennstoff</sub> Beladung 80,58 g/kg <sub>Rauchgas trocken</sub>  Dichte 1,2557 kg/m <sup>3</sup> <sub>Rauchgas</sub>	m <sub>Brennstoff</sub> 907,3 kg/h m <sub>Benötigte Wasserdampferntfernung</sub> 90,73 kg/h 58% → 48%  m <sub>Rauchgas,trocken</sub> 7625,81 kg/h m <sub>max.Wasserdampferntferbar</sub> 437,84 kg/h 120 kg/h
<b>38%</b> 11351,55 kJ/kg  Ermittelter Lambdawert <b>2,5</b> Geschätzte Verbrennungstemp 880 °C	Massen% CO <sub>2</sub> 7,76% SO <sub>2</sub> 0,03% N <sub>2</sub> 71,45% O <sub>2</sub> 15,49% H <sub>2</sub> O 5,25%	V <sub>gesamt,feucht</sub> 8,39 m <sup>3</sup> /kg <sub>Brennstoff</sub> m <sub>gesamt,feucht</sub> 10,64 kg <sub>Rauchgas</sub> /kg <sub>Brennstoff</sub> m <sub>gesamt,trocken</sub> 10,08 kg <sub>Rauchgas</sub> /kg <sub>Brennstoff</sub> m <sub>Wasserdampf</sub> 0,56 kg <sub>Wasserdampf</sub> /kg <sub>Brennstoff</sub> Beladung 55,39 g/kg <sub>Rauchgas trocken</sub>  Dichte 1,2686 kg/m <sup>3</sup> <sub>Rauchgas</sub>	m <sub>Brennstoff</sub> 729,39 kg/h m <sub>Benötigte Wasserdampferntfernung</sub> 145,88 kg/h 58% → 38%  m <sub>Rauchgas,trocken</sub> 7351,46 kg/h m <sub>max.Wasserdampferntferbar</sub> 438,2 kg/h 240 kg/h
<b>28%</b> 13577,44 kJ/kg  Ermittelter Lambdawert <b>3</b> Geschätzte Verbrennungstemp 850 °C	Massen% CO <sub>2</sub> 6,91% SO <sub>2</sub> 0,02% N <sub>2</sub> 72,68% O <sub>2</sub> 16,55% H <sub>2</sub> O 3,83%	V <sub>gesamt,feucht</sub> 11,27 m <sup>3</sup> /kg <sub>Brennstoff</sub> m <sub>gesamt,feucht</sub> 14,43 kg <sub>Rauchgas</sub> /kg <sub>Brennstoff</sub> m <sub>gesamt,trocken</sub> 13,87 kg <sub>Rauchgas</sub> /kg <sub>Brennstoff</sub> m <sub>Wasserdampf</sub> 0,56 kg <sub>Wasserdampf</sub> /kg <sub>Brennstoff</sub> Beladung 39,78 g/kg <sub>Rauchgas trocken</sub>  Dichte 1,2797 kg/m <sup>3</sup> <sub>Rauchgas</sub>	m <sub>Brennstoff</sub> 609,81 kg/h m <sub>Benötigte Wasserdampferntfernung</sub> 182,94 kg/h 58% → 28%  m <sub>Rauchgas,trocken</sub> 8460,92 kg/h m <sub>max.Wasserdampferntferbar</sub> 484,13 kg/h 360 kg/h
<b>18%</b> 15803,34 kJ/kg  Ermittelter Lambdawert <b>3</b> Geschätzte Verbrennungstemp 880 °C	Massen% CO <sub>2</sub> 6,95% SO <sub>2</sub> 0,02% N <sub>2</sub> 73,15% O <sub>2</sub> 16,66% H <sub>2</sub> O 3,21%	V <sub>gesamt,feucht</sub> 12,67 m <sup>3</sup> /kg <sub>Brennstoff</sub> m <sub>gesamt,feucht</sub> 16,29 kg <sub>Rauchgas</sub> /kg <sub>Brennstoff</sub> m <sub>gesamt,trocken</sub> 15,77 kg <sub>Rauchgas</sub> /kg <sub>Brennstoff</sub> m <sub>Wasserdampf</sub> 0,52 kg <sub>Wasserdampf</sub> /kg <sub>Brennstoff</sub> Beladung 33,12 g/kg <sub>Rauchgas trocken</sub>  Dichte 1,2862 kg/m <sup>3</sup> <sub>Rauchgas</sub>	m <sub>Brennstoff</sub> 523,92 kg/h m <sub>Benötigte Wasserdampferntfernung</sub> 209,57 kg/h 58% → 18%  m <sub>Rauchgas,trocken</sub> 8261,97 kg/h m <sub>max.Wasserdampferntferbar</sub> 474,04 kg/h 480 kg/h
<b>8%</b> 18029,23 kJ/kg  Ermittelter Lambdawert <b>3</b> Geschätzte Verbrennungstemp 900 °C	Massen% CO <sub>2</sub> 7,01% SO <sub>2</sub> 0,02% N <sub>2</sub> 73,75% O <sub>2</sub> 16,79% H <sub>2</sub> O 2,88%	V <sub>gesamt,feucht</sub> 14,06 m <sup>3</sup> /kg <sub>Brennstoff</sub> m <sub>gesamt,feucht</sub> 18,19 kg <sub>Rauchgas</sub> /kg <sub>Brennstoff</sub> m <sub>gesamt,trocken</sub> 17,67 kg <sub>Rauchgas</sub> /kg <sub>Brennstoff</sub> m <sub>Wasserdampf</sub> 0,52 kg <sub>Wasserdampf</sub> /kg <sub>Brennstoff</sub> Beladung 29,67 g/kg <sub>Rauchgas trocken</sub>  Dichte 1,2941 kg/m <sup>3</sup> <sub>Rauchgas</sub>	m <sub>Brennstoff</sub> 459,24 kg/h m <sub>Benötigte Wasserdampferntfernung</sub> 229,62 kg/h 58% → 8%  m <sub>Rauchgas,trocken</sub> 8114,95 kg/h m <sub>max.Wasserdampferntferbar</sub> 465,27 kg/h 600 kg/h

**Maximale Beladung laut h,x – Diagramm bei bekannter Beladung und 190°C Rauchgastemperatur als Ausgangsbasis**

Verwendetes h,x – Diagramm  
-20°C, +200°C

Wassergehalt % WS	Anfangsbeladung g/kg <sub>Luft trocken</sub>	Sättigungslinie		Differenz g/kg <sub>Luft trocken</sub>	Endtemperatur bei Sättigung °C
		max.Endbeladung g/kg <sub>Luft trocken</sub>			
48,00%	80,58		138	57,42	58
38,00%	55,39		115	59,61	55
28,00%	39,78		97	57,22	52
18,00%	33,12		90,5	57,38	51
8,00%	29,67		87	57,33	50

Wassergehalt % WS	Benötigte Wasserentfernung für minimale Brennstoffmenge kg/h	max.Wassermenge entfernbar bis Sättigung kg/h	Benötigte Wasserentfernung für die gesamte Trebermenge kg/h
48,00%	90,73	437,84	120
38,00%	145,88	438,2	240
28,00%	182,94	484,13	360
18,00%	209,57	474,04	480
8,00%	229,62	465,27	600

Quelle: Thermodynamische Grundlagen und technische Anwendungen  
Springer 2006 Baehr Kabelac

t °C	$\overline{cp}_{N_2}$ kJ/kgK	$\overline{cp}_{O_2}$ kJ/kgK	$\overline{cp}_{CO_2}$ kJ/kgK	$\overline{cp}_{SO_2}$ kJ/kgK	$\overline{cp}_{H_2O}$ kJ/kgK	$\overline{cp}_{Luft}$ kJ/kgK
50	1,0309	0,9182	0,8437	0,6219	1,8646	1,0048
75	1,0312	0,9204	0,8563	0,6289	1,8682	1,0055
100	1,0316	0,9229	0,8684	0,6359	1,8724	1,0064
150	1,0328	0,9288	0,8914	0,6495	1,8820	1,0087
200	1,0346	0,9354	0,9128	0,6626	1,8931	1,0116
300	1,0400	0,9500	0,9515	0,6867	1,9185	1,0192
400	1,0477	0,9649	0,9856	0,7078	1,9466	1,0285
500	1,0569	0,9792	1,0157	0,7261	1,9767	1,0389
600	1,0670	0,9925	1,0427	0,7418	2,0083	1,0498
700	1,0775	1,0047	1,0668	0,7554	2,0409	1,0606
800	1,0879	1,0158	1,0885	0,7672	2,0744	1,0712
900	1,0981	1,0258	1,1080	0,7776	2,1082	1,0814
1000	1,1079	1,0350	1,1257	0,7867	2,1421	1,0910
1100	1,1172	1,0434	1,1417	0,7949	2,1757	1,1001
1200	1,1261	1,0511	1,1563	0,8021	2,2089	1,1087
1300	1,1344	1,0583	1,1697	0,8087	2,2414	1,1168
1400	1,1422	1,0650	1,1819	0,8146	2,2731	1,1243
1500	1,1495	1,0714	1,1931	0,8199	2,3039	1,1315
1600	1,1564	1,0774	1,2035	0,8249	2,3337	1,1381
1700	1,1629	1,0832	1,2130	0,8294	2,3624	1,1445
1800	1,1690	1,1090	1,2219	0,8335	2,3901	1,1504
1900	1,1747	1,0887	1,2302	0,8374	2,4168	1,1561
2000	1,1801	1,0940	1,2378	0,8410	2,4425	1,1614
2100	1,1852	1,0991	1,2450	0,8443	2,4672	1,1665
2200	1,1901	1,1041	1,2518	0,8474	2,4910	1,1713

Lineare Mittelwerte  $cp_m$

$\overline{c}_{pm}^{T+100}$	$\overline{cp}_{N_2}$ kJ/kgK	$\overline{cp}_{O_2}$ kJ/kgK	$\overline{cp}_{CO_2}$ kJ/kgK	$\overline{cp}_{SO_2}$ kJ/kgK	$\overline{cp}_{H_2O}$ kJ/kgK	$\overline{cp}_{Luft}$ kJ/kgK
$\overline{C}_{pm}^{75}$	1,0318	0,9248	0,8815	0,6429	1,8754	1,0069
$\overline{C}_{pm}^{200}$	1,0400	0,9552	0,9770	0,7019	1,9264	1,0203
$\overline{C}_{pm}^{300}$	1,0442	0,9636	0,9931	0,7121	1,9416	1,0256
$\overline{C}_{pm}^{500}$	1,0823	1,0230	1,1120	0,7852	2,0640	1,0685
$\overline{C}_{pm}^{700}$	1,1290	1,0685	1,1946	0,8287	2,2014	1,1149
$\overline{C}_{pm}^{900}$	1,1702	1,0997	1,2522	0,8553	2,3438	1,1542
$\overline{C}_{pm}^{1100}$	1,2032	1,1226	1,2934	0,8728	2,4795	1,1843
$\overline{C}_{pm}^{1300}$	1,2290	1,1403	1,3237	0,8846	2,6028	1,2087
$\overline{C}_{pm}^{1500}$	1,2477	1,1566	1,3452	0,8927	2,7102	1,2271
$\overline{C}_{pm}^{1700}$	1,2634	1,1717	1,3623	0,9007	2,8012	1,2420
$\overline{C}_{pm}^{1900}$	1,2750	1,1355	1,3764	0,9054	2,8792	1,2547
$\overline{C}_{pm}^{2100}$	1,2850	1,1979	1,3856	0,9099	2,9460	1,2653
$\overline{C}_{pm}^{900}$	1,1797	1,1058	1,2640	0,8608	2,3786	1,1630 $T_{adiabat} 850^\circ C$