

## Diplomarbeit

# Verfahrenstechnische Auslegung einer Flash-Reaktor Pilotanlage zum Einschmelzen schwermetallbelasteter Stäube

**Schwerpunkt Stoff- und Energiebilanz**

erstellt für

**Lehrstuhl für Thermoprozesstechnik**

**Vorgelegt von:**

Andreas Schönberg  
9530764

**Betreuer:**

Dipl.-Ing. Franz Dobay  
Univ.Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Harald Raupenstrauch

Graz, März 2011

## **EIDESSTATTLICHE ERKLÄRUNG**

Ich erkläre an Eides statt, dass ich die vorliegende Diplomarbeit selbständig und ohne fremde Hilfe verfasst, andere als die angegebenen Quellen und Hilfsmittel nicht benutzt und die den benutzten Quellen wörtlich und inhaltlich entnommenen Stellen als solche erkenntlich gemacht 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.

## **DANKSAGUNG**

Ich möchte mich ganz herzlich bei meinen Betreuern Univ.Prof. Dipl.-Ing. Dr.techn. Harald Raupenstrauch und Dipl.-Ing. Franz Dobay für die erstklassige Betreuung, die weit über eine wissenschaftliche und fachliche Ebene hinausging, bedanken.

Ein ganz besonderer Dank gilt meinen Eltern Karl und Sigrun, die mir das Studium ermöglicht haben und von denen ich immer die notwendige Hilfestellung und Unterstützung bekomme.

Weiters möchte ich mich bei dem gesamten Team des Projektes für die offene Gesprächsbereitschaft und Mithilfe zur Lösung vieler Problemstellungen bedanken.

Bei meiner Freundin Beatrice bedanke ich mich sehr herzlich für ihr Verständnis meiner nächtelangen Beschäftigung und das Korrekturlesen der Arbeit.

## **Kurzfassung**

### **Verfahrenstechnische Auslegung einer Flash-Reaktor Pilotanlage zum Einschmelzen schwermetallbelasteter Stäube**

#### **Schwerpunkt Stoff- und Energiebilanz**

Die verfahrenstechnische Auslegung gehört zu den ersten Schritten innerhalb der Planung und der Errichtung einer Anlage. Vorliegende Arbeit beinhaltet die Festlegung der Dimensionen der einzelnen Prozesseinheiten wozu die Kenntnis aller Stoff- und Energieströme notwendig ist. Weiters gilt es, die für den Betrieb der Anlage notwendigen Betriebseinsatzströme zu ermitteln. Da die auftretenden Stoff- und Energieströme voneinander abhängen, sind Stoffbilanz und Energiebilanz aneinander gekoppelt. Diese Arbeit dient in erster Linie zur Ermittlung der auftretenden Stoff- und Energieströme. Für vorab festgelegte Rahmenbedingungen innerhalb des Prozesses wird eine Stoff- und Energiebilanz erstellt und auch die dafür notwendigen wärmetechnischen Berechnungen durchgeführt. Die Auslegung der Anlage beruht somit auf den vorab gewählten Prozessparametern. Im Rahmen der Planung und Errichtung der Pilotanlage werden auch weiterführende, verfahrenstechnische und anlagentechnische Berechnungen durchgeführt. Da diese Pilotanlage für Versuche und damit auch andere Prozessparameter verwendet wird, beinhaltet diese Arbeit auch eine, für bestimmte Grenzen geltende, Bilanzierung für wählbare Prozessparameter.

## **Abstract**

### **Process design of a flash-reactor pilot plant for melting heavy metal-contaminated dust**

#### **Mass and energy balance focus**

The process design is one of the first steps in the planning and construction of a plant. This diploma thesis contains specification of dimensions for the several process units. Therefore the knowledge of all mass and energy flows is necessary in order to create these dimensions. Furthermore, is it possible to identify for the operation of the plant necessary resource flows. However, since the mass and energy flows are interdependent, the mass balance and energy balance are linked. This thesis is primarily the determination of occurring material and energy flows. For first selected conditions, within the process, a mass and energy balance, with implemented necessary thermal calculations, is created. The design of the system is based on the initially selected process parameters. This pilot plant is used for experiments with different settings. Therefore this thesis includes also a balance for selectable process parameters inside certain limits.

# Inhaltsverzeichnis

	Seite
<b>1 EINLEITUNG .....</b>	<b>5</b>
1.1 Problemstellung .....	5
1.2 Zielsetzung .....	5
<b>2 GRUNDLAGENTEIL.....</b>	<b>6</b>
2.1 Grundlagen der Bilanzierung .....	6
2.2 Reduktion von Metallen .....	6
2.3 Verbrennung .....	9
2.4 Reaktordesign.....	10
2.5 Filterauslegung .....	11
2.6 Wärmedurchgangsberechnung.....	12
2.6.1 Konzept des Wärmedurchgangs .....	12
2.6.2 Wärmestrahlung in Öfen.....	13
2.7 Druckverlust und Pneumatischer Transport.....	16
<b>3 BESCHREIBUNG DER ANLAGE .....</b>	<b>19</b>
3.1 Units und ihre Aufgaben .....	19
3.1.1 Reaktor .....	19
3.1.2 Konverter .....	19
3.1.3 Quenche .....	20
3.1.4 Filter.....	20
3.2 Einführung zusätzlicher Units .....	20
3.2.1 Steigrohr .....	20
3.2.2 Airmix.....	20
3.2.3 Kamin .....	21
3.3 Verfahrensschema.....	21
3.3.1 Blockfließbild .....	21
3.3.2 Schema der Anlage – Fließschema .....	21
<b>4 BILANZIERUNG DER ANLAGE .....</b>	<b>23</b>

4.1	Vorbereitende Hinweise .....	24
4.1.1	Staubzusammensetzung .....	25
4.1.2	Annahmen der Reaktionen .....	27
4.2	Bilanzierung Reaktor .....	27
4.2.1	Reaktionen .....	28
4.2.2	Energiebedarf .....	32
4.2.3	Stoffströme .....	34
4.3	Bilanzierung Steigrohr .....	36
4.4	Bilanzierung Konverter .....	37
4.4.1	Nachverbrennung .....	37
4.4.2	Kühlung .....	38
4.5	Bilanzierung Quenche .....	40
4.6	Bilanzierung Airmix .....	41
4.7	Bilanzierung Filter .....	43
4.8	Kamin .....	45
4.9	Gesamtbilanz .....	45
4.10	Verweilzeit und Reaktionszeit .....	51
4.11	Grenzen der Bilanz .....	55
<b>5</b>	<b>WEITERFÜHRENDE BERECHNUNGEN .....</b>	<b>56</b>
5.1	Überschlägige Kontrolle der Transportbedingungen .....	56
5.2	Druckverlustrechnung für die Gebläseauswahl .....	57
5.3	Kondensationsproblematik im Filter .....	58
<b>6</b>	<b>BERECHNUNGEN ZUR KÜHLWIRTSCHAFT .....</b>	<b>59</b>
6.1	Berechnung der Wärmeverluste der Anlage .....	59
6.1.1	Allgemeines .....	59
6.1.2	Wärmeverluste des Reaktors .....	60
6.1.3	Ergebnisse der Wärmeverlustrechnung für die Anlage .....	61
6.2	Konvektive Kühlung der Anlage .....	62
6.3	Wurzelkühlung Reaktor- Steigrohr .....	63
6.4	Reaktorkopfkühlung .....	64
6.5	Kühlung Pyrometerschauglas .....	65
6.6	Kühlung Stützbrenner .....	65

<b>7</b>	<b>VARIABLE BILANZIERUNG</b> .....	<b>66</b>
7.1	Aufbau der variablen Bilanz .....	66
7.2	Vergleich der Bilanzen .....	71
7.3	Mögliche Einstellung .....	72
7.4	Auswirkung der Einstellungen.....	73
<b>8</b>	<b>SCHLUSSFOLGERUNG UND AUSBLICK</b> .....	<b>75</b>
<b>9</b>	<b>VERZEICHNISSE</b> .....	<b>76</b>
9.1	Literatur.....	76
9.2	Tabellen.....	77
9.3	Abbildungen.....	78
<b>10</b>	<b>ANHANG A (STEIGROHR)</b> .....	<b>I</b>
<b>11</b>	<b>ANHANG B (WÄRMEDURCHGANG)</b> .....	<b>II</b>
<b>12</b>	<b>ANHANG C (FILTER)</b> .....	<b>XII</b>
<b>13</b>	<b>ANHANG D (WURZELKÜHLUNG)</b> .....	<b>XIV</b>
<b>14</b>	<b>ANHANG E (REAKTORKOPFKÜHLUNG)</b> .....	<b>XVIII</b>
<b>15</b>	<b>ANHANG F (PYROMETERSCHAUGLAS)</b> .....	<b>XXIII</b>
<b>16</b>	<b>ANHANG G (STÜTZBRENNERKÜHLUNG)</b> .....	<b>XXV</b>
<b>17</b>	<b>ANHANG H (PNEUMATISCHER TRANSPORT)</b> .....	<b>XXIX</b>





# 1 Einleitung

Aufgrund des hohen Aufkommens von Stäuben aus Prozessen der Eisen- und Stahlindustrie stellt sich die Aufgabe, um die weitere Verwendung oder Verwertung dieser. Diese Stäube sind einerseits Träger von kostbaren Ressourcen, andererseits aber beinhalten sie auch ökologisch gefährliche Stoffe. Es gilt also ein Verfahren zu schaffen, welches die nutzbaren Inhalte des Staubes von den ökologisch gefährlichen Reststoffen trennt und für eine weitere Nutzung interessant macht.

Ausgehend von Versuchen und Patenten der Firma Tribovent zur Rückgewinnung von Zink aus angefallenen Abgasstäuben der Stahlindustrie wurde seitens der voestalpine Stahl GmbH ein Auftrag zum Bau einer Pilotanlage, die dies ermöglichen sollte, gestellt. Grundlegend stützt sich dieses Verfahren auf das sogenannte RecoDust- Verfahren.

## 1.1 Problemstellung

Die Dimensionierung der Anlage sollte so gewählt sein, dass eine Aussage über die Wirkungsweise und industrielle Nutzung dieses Prozesses möglich wird. Die Methode eines sogenannten Up- Scaling bietet zwar meist eine Möglichkeit zur Ermittlung industrieller Maßstäbe, jedoch wirkt sich eine größere Dimensionierung der Pilotanlage positiv auf deren Aussagekraft aus.

## 1.2 Zielsetzung

Die Ermittlung theoretischer Grundlagen des Verfahrens und der anlagentechnischen Basisdaten, wie die Kenntnis aller betriebsnotwendigen Stoffzu- und Abflüsse, auftretenden Stoffströme und deren Behandlung, sowie Erfassung und Umgang der damit verbundenen Energieströme, sind das Ziel dieser Arbeit. Darauf aufbauend sollte ein weiteres basic engineering sowie detail engineering der Pilotanlage möglich sein.

Die Hauptaufgabe besteht in der Erstellung einer Stoff- und Energiebilanzierung für die Flash- Reaktor Pilotanlage. Die Kenntnis der wichtigsten Stoffströme ist maßgebend für die Auslegung der Abmessungen und weiteren Dimensionierung der Anlage sowie auch Regelstrecke und Steuerung. Ausgehend von den anfangs erwähnten Anforderungen an die Anlage wird ein grober Aufbau des Systems entwickelt, dessen detaillierte Beschreibung innerhalb jedes weiteren Entwicklungsschrittes wachsen sollte. Besprechungen der teilhabenden ProjektmitarbeiterInnen zur kreativen Gestaltung und zur Lösung allfälliger Problemstellungen sind ein zentraler Punkt in der Entstehungsgeschichte der Anlage und müssen Einfluss auf die weitere Vorgehensweise haben.

## 2 Grundlagenteil

Ziel dieses Kapitels ist es auf die wichtigsten Grundlagen zu verweisen, die für die Durchführung der Berechnungen dieser Arbeit notwendig sind. Es sollte im kurzen Überblick zum Verständnis und Nachvollziehbarkeit beitragen.

### 2.1 Grundlagen der Bilanzierung

Zur Massenbilanz sei nur kurz zu sagen, dass für jede Einheit und die Anlage als Gesamtes die Massenerhaltung gültig ist: Output = Input

Die Energiebilanz kann für alle Units und auch die gesamte Anlage wie folgt angesetzt werden [1]:

$$\dot{Q}_{Aus} - \dot{Q}_{Ein} + \dot{Q}_{\text{Übergang}} = \dot{Q}_{\text{Reaktion}} + \dot{Q}_{\text{Speicher}} \quad (1)$$

$\dot{Q}_{Aus}$  ... Austretender Energiestrom

$\dot{Q}_{Ein}$  ... Eintretender Energiestrom

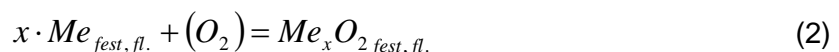
$\dot{Q}_{\text{Übergang}}$  ... Übergehender Energiestrom (Verluste)

$\dot{Q}_{\text{Reaktion}}$  ... Energiestrom aus Reaktionen

$\dot{Q}_{\text{Speicher}}$  ... Gespeicherter Energiestrom

### 2.2 Reduktion von Metallen

Die allgemeine Form der Oxidationsreaktion von Metallen lautet [2]:



Die Gleichgewichtskonstante dieser Reaktion ist proportional dem reziproken Sauerstoffpartialdruck. Dies ergibt für die freie Bildungsenthalpie einen von diesem Partialdruck abhängigen Wert [2]:

$$\Delta G^0 = R \cdot T \cdot \ln(p_{O_2}) \quad (3)$$

$\Delta G^0$  ... Freie Bildungsenthalpie

$R$  ... Allgemeine Gaskonstante

$T$  ... Absolute Temperatur

$p_{O_2}$  ... Sauerstoffpartialdruck

Bei geringem Sauerstoffpartialdruck nimmt die freie Bildungsenthalpie des Metalloxides einen größeren negativen Wert an und ist dadurch stabiler. Das heißt, ein bei geringem Sauerstoffpartialdruck vorliegendes stabiles Oxid ist schwieriger zu reduzieren. Um eine Aussage über diese Eigenschaft treffen zu können, definiert man die Größe des Sauerstoffpotentials, welche die freie Bildungsenthalpie der Gleichgewichtsreaktion darstellt.

Das Sauerstoffpotential von Metalloxiden kann durch folgende Gleichung beschrieben werden [2]:

$$\Delta G^0 = R \cdot T \cdot \ln p_{O_2} = \Delta H^0 - T \cdot \Delta S^0 \quad (4)$$

$\Delta H^0$  ... Enthalpie

$\Delta S^0$  ... Entropieänderung

Im Ellingham-Richardson-Diagramm wird diese Beziehung graphisch veranschaulicht (Abbildung 1).

Das Ellingham-Richardson-Diagramm findet hierfür seine praktische Anwendung. Kennt man die Zusammensetzung der vorherrschenden reduzierenden Gasatmosphäre, so ergeben sich Verbindungsgeraden, die im Diagramm eingezeichnet werden können. Die Gleichgewichte der oberhalb beschriebenen Reaktionen befinden sich in Anwesenheit dieses Gases auf der linken Seite der jeweiligen Gleichungen. Unterhalb der Verbindungsgeraden sind die Gleichgewichte jedoch auf der rechten Seite. Diese Verbindungen bleiben oxidiert und wirken (falls als Metall vorhanden) auch zusätzlich reduzierend auf darüber liegende Oxide.

Man muss also um eine Reduktion zu erreichen gewisse Rahmenparameter erfüllen. Die richtige Temperatur und das Vorhandensein reduzierender Stoffe sind Grundvoraussetzung um eine Reduktionsreaktion durchzuführen.

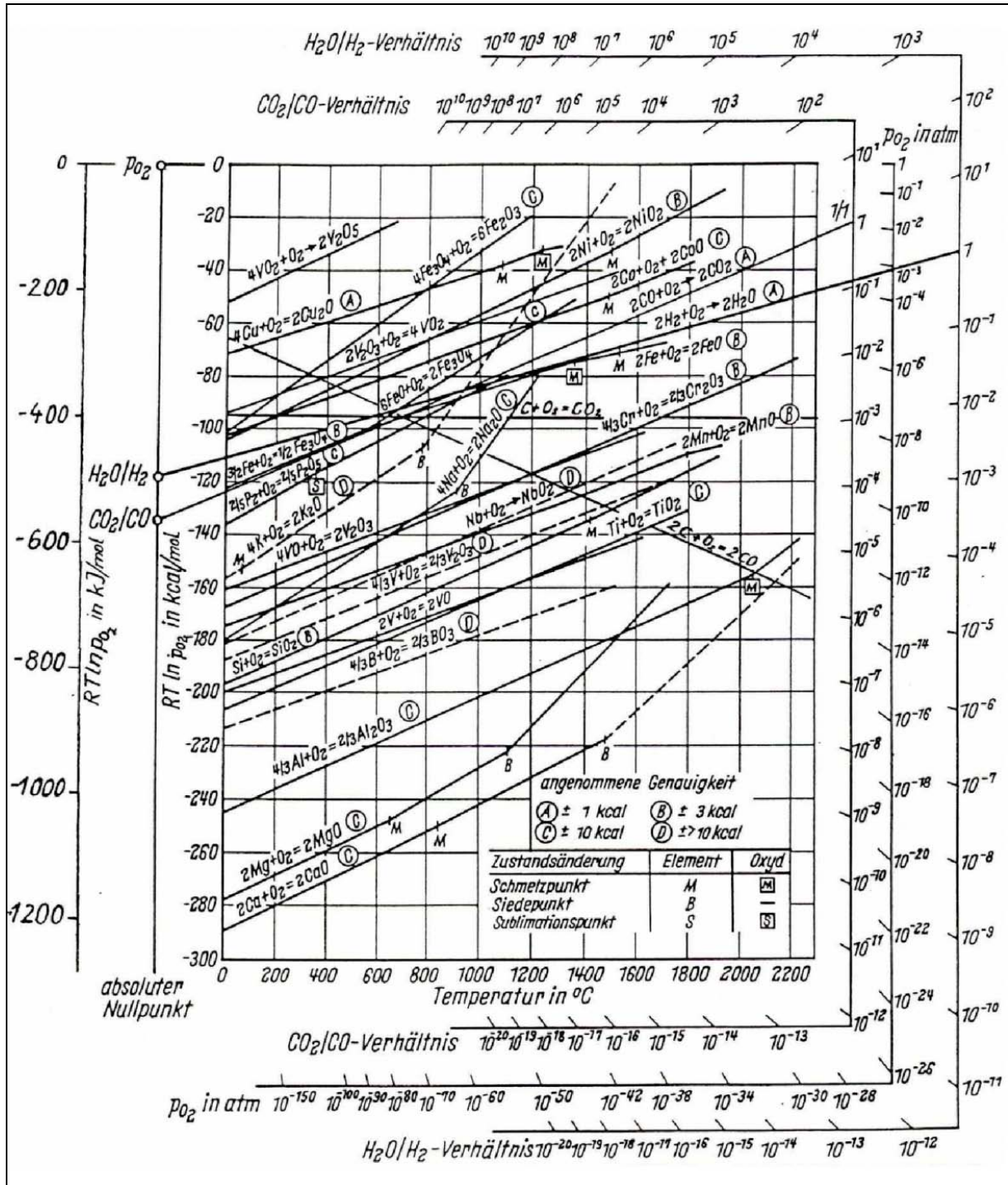
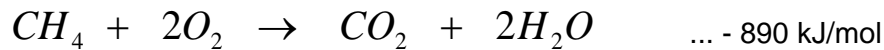


Abbildung 1: Ellingham-Richardson-Diagramm

## 2.3 Verbrennung

Da das verwendete Erdgas zum größten Teil aus Methan besteht, wird für die Berechnung der Verbrennung von Erdgas hier einfachheitshalber reines Methan angenommen.

Für die Grundreaktionsgleichung der Verbrennung mit reinem Sauerstoff gilt [3]:



Als Reaktionsenthalpie wird hier der Brennwert gewählt, welcher die gesamte umgesetzte Energiemenge darstellt. Bemessen wird er für eine Temperatur des Brennstoffes und Oxidators von 25 °C. Dies ist also die Energiemenge, die das gesamte Abgas auf Rauchgastemperatur bringt. Zur Verfügung würde diese Energie stehen, wenn man das gesamte Abgas wieder auf diese 25 °C abkühlt. Sucht man jetzt die zur Verfügung stehende Energiemenge bei einer Abgastemperatur, die höher ist als 25°C, so erhält man einen von der Abgastemperatur abhängigen Anteil, welcher natürlich geringer als der oben genannte ist.

Obige Gesamtgleichung gilt für eine vollständige stöchiometrische Verbrennung. Wählt man einen geringeren Sauerstoffanteil ( $\lambda < 1$ ), so ergeben sich eine Vielzahl von Variationen von Abgasprodukten. Abhängig vom Sauerstoffanteil entstehen neben  $\text{CO}_2$  und  $\text{H}_2\text{O}$  auch  $\text{CO}$  und  $\text{H}_2$  als Reaktionsprodukte.

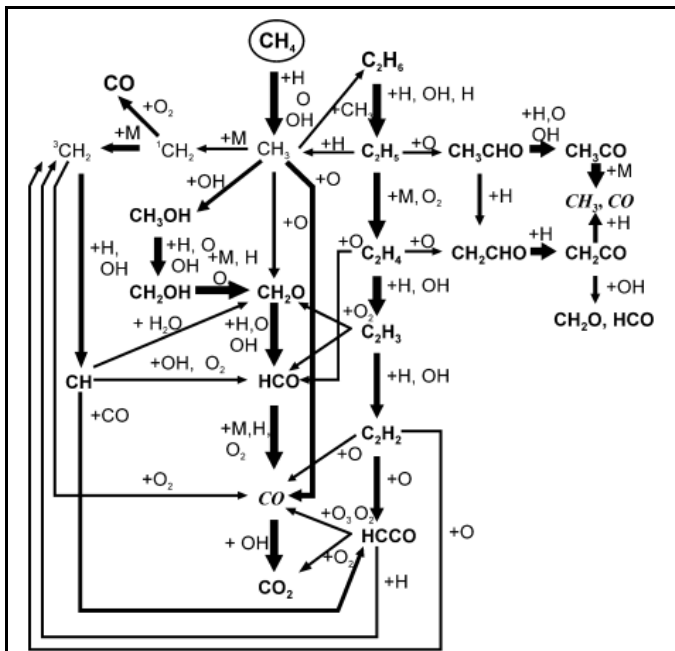


Abbildung 2: Integrale Reaktionsflussanalyse für stöchiometrische  $\text{CH}_4$ /Luft-Flamme

Bei einer unvollständigen Verbrennung können nicht alle Reaktionen, wie sie bei einer vollständigen Verbrennung auftreten, ablaufen. Es stellt sich ein jeweiliges Gleichgewicht für die Gase im Abgas ein. Abhängig von Temperatur und Sauerstoffanteil ergeben sich unterschiedliche Zusammensetzungen (vgl. Tabelle 3).

## 2.4 Reaktordesign

Die Wahl des richtigen Reaktorvolumens stellt eine sehr wichtige Aufgabe dar. Der gesamte Erfolg des Prozesses kann von dieser Größe abhängen. Ein entscheidender Einflussfaktor hierfür ist die Ermittlung der notwendigen Verweilzeit im Reaktor, um den gewünschten Ablauf der Reaktionen zu gewährleisten. Zur Beschreibung der hier vorliegenden Problematik kann man zwei Modelle wählen:

Beschreibung als Idealer Rührkessel [1]:

$$t_R = \frac{V_R}{\dot{V}} = \frac{c_{i, \text{ein}} \cdot U_i}{-r_i} \quad (5)$$

Beschreibung als Idealer Rohrreaktor [1]:

$$t_R = \frac{V_R}{\dot{V}} = \int_{c_{i, \text{ein}}}^{c_{i, \text{aus}}} \frac{dc_i}{r_i} \quad (6)$$

Mit dem Gesetz von Arrhenius [1]:

$$-r_i = k \cdot c_i^m = k_0 \cdot e^{-\frac{E_A}{R \cdot T}} \cdot c_i^m \quad (7)$$

$t_R$	...	Verweilzeit im Reaktor
$V_R$	...	Reaktorvolumen
$\dot{V}$	...	Stoffvolumenstrom
$c_i$	...	Konzentration der Komponente i
$U_i$	...	Umsatz der Komponente i
$r_i$	...	Reaktionsgeschwindigkeit bezogen auf die Komponente i
$k_0$	...	Geschwindigkeitskonstante
$E_A$	...	Aktivierungsenergie

Die errechnete Verweilzeit dient nun als Dimensionierungsgröße für das Reaktorvolumen, welches sich aus dem Produkt des Reaktorvolumenstroms und dieser Verweilzeit ergibt.

Die genaue Kenntnis der Reaktionskinetik ist für diese Methode von sehr großer Bedeutung. Aufgrund verschiedener Einflüsse, Wechselwirkungen und Unsicherheiten bezüglich dieser Reaktionskinetik sollte man diese Wahl der Reaktordimensionierung aber auch mit etwas Umsicht bewerten.

## 2.5 Filterauslegung

Bei der Auslegung des Filters wird die benötigte Filterfläche ermittelt. Aus Kenntnis der spezifischen Filterflächenbelastung lässt sich diese errechnen. Um zu der jeweiligen Flächenbelastung zu gelangen, wird das Dimensionierungsmodell von Flatt ausgewählt [4]:

Mittels dieses Koeffizientenmodells errechnet sich die spezifische Filterflächenbelastung.

$$v = v_o \cdot A_n \cdot B \cdot C \cdot D \cdot E \cdot F \cdot G \quad (8)$$

Die Auswahl der Koeffizienten erfolgt für das jeweilige Einsatzgebiet des Filters und ist von folgenden Parametern abhängig [4]:

v ... spezifische Filterflächenbelastung

$v_o$  ... Grundwert

$A_n$  ... Filtersystem

B ... Anwendungsgebiet

C ... Korngrößenverteilung

D ... Rohgasbeladung

E ... Gastemperatur

F ... Schüttdichte

G ... Anströmverhältnisse

H ... klimatische Verhältnisse



## 2.6 Wärmedurchgangsberechnung

In diesem Kapitel sollte auf die notwendigen Grundlagen für die Berechnung des Wärmedurchgangs der Anlage hingewiesen werden. Die Anwendung und Ausführung der Berechnung befindet sich im Kapitel 6.1.

### 2.6.1 Konzept des Wärmedurchgangs

Infolge eines Temperaturunterschiedes, räumlicher Trennung und unterschiedlicher Fluiden kann der Wärmedurchgang durch eine Trennwand mittels folgender Phänomene beschrieben werden, welche auch die drei Grundarten des Wärmetransportes darstellen:

- Wärmeleitung
- Konvektion
- Wärmestrahlung

In folgender Abbildung 3 ist der resultierende Wärmetransport und die beitragenden Grundarten des Wärmetransportes schematisch dargestellt.

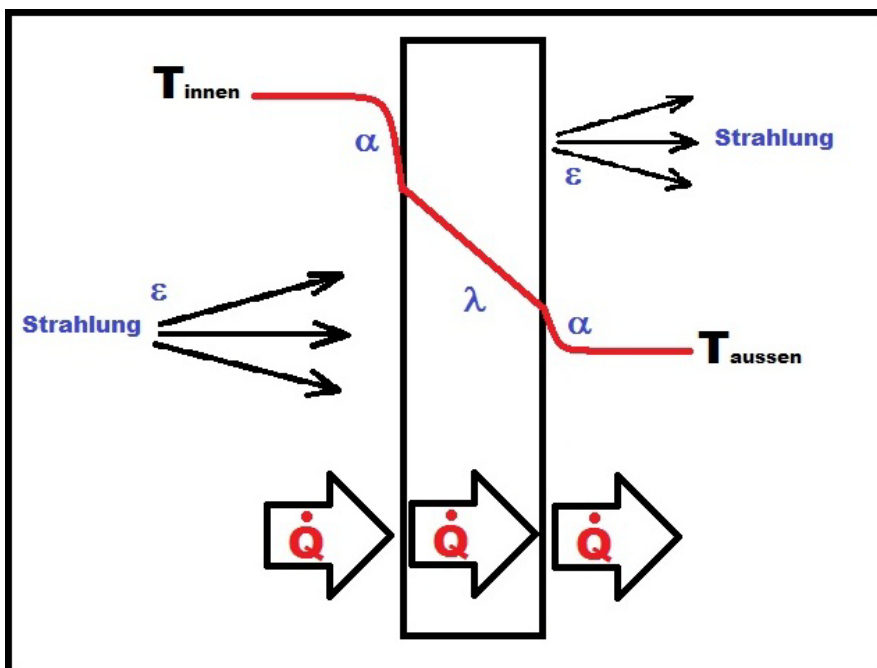


Abbildung 3: Wärmedurchgang durch eine Wand (Strahlung relativ)

Entscheidend ist, dass jeder der drei Wärmeströme (innerer und äußerer Übergang, sowie Wärmeleitung), den selben Wert annehmen müssen, um einen stationären Wärmetransport zu gewährleisten. Ist dies nicht der Fall, findet ein instationärer Wärmetransport statt und die Temperaturen bleiben nicht konstant. Sehr wichtig ist es daher den Abtransport von Wärme dort zu garantieren wo bestimmte Grenztemperaturen nicht überschritten werden dürfen.

Es gilt also für stationäre Wärmedurchgänge:

$$\dot{Q}_{\text{Strahlung,innen}} + \dot{Q}_{\text{Konvektion,innen}} = \dot{Q}_{\text{Konduktion}} = \dot{Q}_{\text{Strahlung,aussen}} + \dot{Q}_{\text{Konvektion,aussen}} \quad (9)$$

$\dot{Q}_{\text{Strahlung,innen}}$  ... Innerer Wärmestrom durch Strahlung

$\dot{Q}_{\text{Strahlung,aussen}}$  ... Äußerer Wärmestrom durch Strahlung

$\dot{Q}_{\text{Konvektion,innen}}$  ... Konvektiver innerer Wärmestrom

$\dot{Q}_{\text{Konvektion,aussen}}$  ... Konvektiver äußerer Wärmestrom

$\dot{Q}_{\text{Konduktion}}$  ... Wärmeleitungsstrom

## 2.6.2 Wärmestrahlung in Öfen

Da bei steigenden Temperaturen ein für die Wärmeübertragung immer entscheidend werdender Einflussfaktor die Strahlungswärme ist, kann auf die Berechnung dieser Strahlungswärme nicht verzichtet werden.

### Strahlungsaustausch Gas – Wand (Zweieraustausch):

Diese Beziehung wird für Heizungskessel und Feuerungsräume verwendet [5]:

$$\dot{Q}_{GW} = \sigma \cdot F_W \cdot (\varepsilon_{GW} \cdot T_G^4 - \varepsilon_{WG} \cdot T_W^4) \quad (10)$$

$\dot{Q}_{GW}$  ... Durch Strahlung übertragener Wärmestrom zwischen Gas und Wand

$\sigma$  ... Stefan-Boltzmann-Konstante ( $\sigma = 5,667 \cdot 10^{-8}$ )

$F_W$  ... Innere Oberfläche des Brennraumes

$T_G$  ... Temperatur des Gases

$T_W$  ... Temperatur der Wandoberfläche

mit

$$\varepsilon_{GW} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_G} + \frac{1}{\varepsilon_\infty} \cdot \left( \frac{1}{A} - 1 \right)} \quad (11)$$

$$\varepsilon_{WG} = \frac{1}{\frac{1}{\varepsilon_W} + \frac{1}{\varepsilon_\infty} \cdot \left( \frac{1}{A} - 1 \right)} \quad (12)$$

$\varepsilon_G$  ... Emissionsgrad des Gases bei  $T_G$

$\varepsilon_W$  ... Absorptionsgrad des Gases bei  $T_W$

A ... Absorptionsgrad der Wand

$\varepsilon_\infty$  ... Emissionsgrad des Gases bei unendlicher Schichtdicke ( $\varepsilon_\infty = 0,98$ )

Bei Kenntnis des Emissionskoeffizienten des Gases, sowie der Gas- und Wandtemperatur lässt sich also die übertragene Strahlungswärme berechnen. Ist die Wandtemperatur aber eine unbekannte Größe, so ergeben sich für die oben genannte Gleichung keine eindeutigen Ergebnisse. Die Kenntnis der Wandtemperatur ist ebenso notwendig um die übertragene Wärme zu berechnen (vgl. 6.1.1.) Vorerst kann man aber den Emissionskoeffizienten des Gases ermitteln.

#### Ermittlung des Gasemissionskoeffizienten [6]:

Anwendung des allgemeinen Gasgesetzes und mit  $s = V/A$  ergibt sich:

$$p \cdot V = N \cdot R \cdot T \quad (13)$$

$$\frac{N}{A} \approx \frac{p \cdot s}{T} \quad (14)$$

$$x = \ln\left(\frac{p \cdot s}{T}\right) \quad (15)$$

$$y = \ln(T) \quad (16)$$

p ... Druck

T ... Temperatur

V ... Volumen des Brennraumes

A ... Innere Oberfläche des Brennraumes

Folgende 3 Abbildungen aus [6] erläutern den Rechengang zur Ermittlung der Emissionskoeffizienten für Gasgemische aus  $\text{CO}_2$  und  $\text{H}_2\text{O}$  mittels der Faktoren x, y und s:

**Emissionsgrad von CO<sub>2</sub>:**

$$\ln(\varepsilon_{\text{CO}_2}) = 13,2978 + 12,2515 \cdot x - 0,538419 \cdot x^2 \\ - (4,37458 + 3,5336 \cdot x + 0,157666 \cdot x^2) \cdot y \\ + (0,303029 + 0,247143 \cdot x + 0,0107897 \cdot x^2) \cdot y^2$$

**Emissionsgrad von H<sub>2</sub>O:**

$$\ln(\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}}) = -60,2759 - 10,8178 \cdot x - 0,696474 \cdot x^2 \\ + (18,3273 + 3,30548 \cdot x + 0,20633 \cdot x^2) \cdot y \\ - (1,41885 + 0,260614 \cdot x + 0,0163975 \cdot x^2) \cdot y^2$$

Abbildung 4: Polyongleichungen der Gasemissionskoeffizienten

$$\varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} = C_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}}^*$$

Für den Koeffizienten  $C_{\text{H}_2\text{O}}$  gilt die Näherungsgleichung

$$C_{\text{H}_2\text{O}} = 1 + \frac{\ln\left(\frac{p_{\text{H}_2\text{O}}}{\text{bar}} + 1,013\right)}{1,247 + 0,2046 \cdot \frac{p_{\text{H}_2\text{O}} \cdot s}{\text{bar m}} + 0,7196 \cdot \sqrt{\frac{p_{\text{H}_2\text{O}} \cdot s}{\text{bar m}}}}$$

Abbildung 5: Korrekturkoeffizient für Wasserdampf

$$\dot{e}_{\text{CO}_2+\text{H}_2\text{O}} = \varepsilon_{\text{CO}_2} \cdot \sigma \cdot T^4 + \varepsilon_{\text{H}_2\text{O}} \cdot \sigma \cdot T^4 - \Delta\varepsilon_{\text{CO}_2+\text{H}_2\text{O}} \cdot \sigma \cdot T^4$$

Die Größe  $\Delta\varepsilon_{\text{CO}_2+\text{H}_2\text{O}}$  kann als Korrekturgröße für die Addition der einzelnen Emissionsgrade aufgefasst werden und ist als solche durch die folgende Funktion approximiert worden:

$$\Delta\varepsilon_{\text{CO}_2+\text{H}_2\text{O}} = \left\{ \begin{array}{l} 0,028 \cdot \left[ 1 - \exp\left(-1,253 \cdot \frac{p_{\text{CO}_2} + p_{\text{H}_2\text{O}}}{\text{bar}} \cdot \frac{s}{\text{m}}\right) \right] \\ + 0,0316 \cdot \left[ 1 - \exp\left(-27 \cdot \left(\frac{p_{\text{CO}_2} + p_{\text{H}_2\text{O}}}{\text{bar}} \cdot \frac{s}{\text{m}}\right)^2\right) \right] \end{array} \right\} \\ \cdot \sqrt{\frac{p_{\text{H}_2\text{O}}}{p_{\text{H}_2\text{O}} + p_{\text{CO}_2}} \cdot \left(1 - \frac{p_{\text{H}_2\text{O}}}{p_{\text{H}_2\text{O}} + p_{\text{CO}_2}}\right)}$$

Abbildung 6: Korrekturfaktor für Gasgemische

Der daraus errechnete Emissionskoeffizient kann in Gleichung 11 und 12 eingesetzt werden, wobei der Absorptionsgrad des Gases  $\varepsilon_w$  bei Wandtemperatur gerechnet wird.

## 2.7 Druckverlust und Pneumatischer Transport

Beschreibung des Druckverlustes von Strömungen mit solider Partikel- Beladung:

$$p_1 - p_2 = \frac{1}{2} \varepsilon \rho_f U_f^2 + \frac{1}{2} (1 - \varepsilon) \rho_p U_p^2 + F_{fw} L + F_{pw} L + \rho_p L (1 - \varepsilon) g \sin \theta + \rho_f L \varepsilon g \sin \theta \quad (17)$$

Obige Gleichung stellt die auftretenden Druckunterschiede bei der Strömung eines Gases mit solider Beladung dar, die aus folgenden Termen zusammengesetzt ist [7]:

$\frac{1}{2} \varepsilon \rho_f U_f^2$ ...	Druckabfall aufgrund Gasbeschleunigung
$\frac{1}{2} (1 - \varepsilon) \rho_p U_p^2$ ...	Druckabfall aufgrund Partikelbeschleunigung
$F_{fw} L$ ...	Druckabfall aufgrund Gas- Wandreibung
$F_{pw} L$ ...	Druckabfall aufgrund Partikel- Wandreibung
$\rho_p L (1 - \varepsilon) g \sin \theta$ ...	Druckabfall aufgrund statischen Drucks der Partikel
$\rho_f L \varepsilon g \sin \theta$ ...	Druckabfall aufgrund statischen Drucks des Fluids
$\theta$ ...	Winkel des Kanals zur Horizontalen

Für den Druckverlust in einer vertikalen Rohrströmung gilt nach Konno & Saito [7]:

$$F_{pw} L = 0.057 \cdot G \cdot L \sqrt{\frac{g}{D}} \quad (18)$$

- G ... Flächenspezifischer Massenfluss der Partikel (kg/m<sup>2</sup>s)
- D ... Durchmesser des Kanals
- G ... Erdbeschleunigung
- L ... Länge des Kanals

Ein horizontaler Druckverlust lässt sich wie folgt errechnen [7]:

$$F_{pw} L = \frac{3}{4} \rho_f c_w \frac{L}{x} (1 - \varepsilon) \cdot (U_f - U_p)^2 \quad (19)$$

mit  $U_p$

$$U_p = U \left( 1 - 0.0638 \cdot x^{0.3} \rho_p^{0.5} \right) \quad (20)$$

und

$$c_w = 18.5 \cdot \text{Re}_p^{-0.6} \quad (21)$$

$$\text{Re}_p = \frac{x \cdot (U_f - U_p) \cdot \rho_f}{\eta_f} \quad (22)$$

$U_f$  ... Geschwindigkeit des Fluids

$U_p$  ... Geschwindigkeit der Partikel

$\rho_p$  ... Dichte der Partikel

$\rho_f$  ... Dichte des Fluids

$c_w$  ... Widerstandsbeiwert der Partikel

$\text{Re}_p$  ... Reynolds- Zahl der Partikel

$\eta_f$  ... Dynamische Viskosität des Fluids

Einem Krümmer wird ein Druckverlust zugeordnet, der äquivalent einem Druckverlust eines 7,5 Meter hohen vertikalen Rohrabschnitts entspricht [7].

Bedingungen für pneumatischen Transport innerhalb horizontaler Kanäle:

Entscheidend für die Sicherstellung des pneumatischen Transportes in horizontalen Kanälen, ist die sogenannte sedimentationskritische Geschwindigkeit.

Nach einem halbempirischen Ansatz von Rizk [7]:

$$\frac{M_p}{\rho_f \cdot U_{SALT} \cdot A} = \left( \frac{1}{10^{(1440 \cdot x + 1,96)}} \right) \cdot \left( \frac{U_{SALT}}{\sqrt{g \cdot D}} \right)^{(1100 \cdot x + 2,5)} \quad (23)$$

Zusammenhang über folgende Terme:

$$\frac{M_p}{\rho_f \cdot U_{SALT} \cdot A} \quad \dots \quad \text{Partikel- Beladung}$$

$$\frac{U_{SALT}}{\sqrt{g \cdot D}} \quad \dots \quad \text{Froud Zahl bei Sedimentation}$$

mit

$U_{SALT}$  ... Sedimentationskritische Geschwindigkeit

$M_p$  ... Massenfluss der Partikel [kg/s]

$A$  ... Querschnittfläche des Kanals [m<sup>2</sup>]

$D$  ... Kanaldurchmesser [m]

$x$  ... Partikeldurchmesser [m]

Diese Gleichung wird nach  $U_{SALT}$  gelöst.

Die lokale Geschwindigkeit im Kanal muss nun höher als diese sedimentationskritische Geschwindigkeit sein, um den pneumatischen Transport zu gewährleisten.

## 3 Beschreibung der Anlage

In der Flash-Reaktor Anlage sollen schwermetallbelastete, eisenhaltige Stäube von diesen Schwermetallen und vorhandenen Halogenen abgetrennt werden. Ziel ist es, die Schwermetalloxide unter reduzierenden Bedingungen als Metalle zu verdampfen und über eine Abgasstrecke in oxidierter Phase rückzugewinnen. Als Produkte sollen Schwermetalloxide und eine eisenhaltige Schlackefraktion anfallen.

Für die Auslegung der Flash-Reaktor Pilotanlage wird ein zinkhaltiger Staub gewählt. In diesem Fall sollen als Produkte Zinkoxid und eisenhaltige Schlacke gewonnen werden.

Die Anlage wird in verschiedene Einheiten unterteilt. Diese Units und ihre Aufgaben werden im folgenden Kapitel näher erläutert.

### 3.1 Units und ihre Aufgaben

Die Aufgliederung der Anlage zeigt einen Aufheizteil (Reaktor) zum Einschmelzen und Verdampfen des Staubes, sowie zur Separation der Gasphase, eine Nachverbrennung (Konverter) zur Oxidation der gasförmigen Metalle, einer Abkühlinheit (Quenche) und letztendlich eine Abgasreinigung zur Oxidabscheidung (Filter).

#### 3.1.1 Reaktor

Im Reaktor wird der eingesetzte Staub erhitzt und geschmolzen. Dabei soll das Zinkoxid zu Zink reduziert werden, welches folglich in der Gasphase vorliegt. Nichtflüchtige Metalloxide und Verbindungen werden verschlackt. Die dafür notwendigen Bedingungen werden durch eine unterstöchiometrische Verbrennung von Erdgas mit reinem Sauerstoff bereitgestellt. Mittels Schwerkraftsedimentation unter einer nach oben gerichteten Abgasführung können die beiden Fraktionen getrennt werden. Für den Austrag der anfallenden Schlacke ist ein diskontinuierlicher Abstich-Vorgang geplant. Der Abgasstrom, bestehend aus Verbrennungsabgasen, restlichen Reduktionsgasen und Zink, wird kontinuierlich Richtung Nachverbrennung geführt.

#### 3.1.2 Konverter

Die vorgesehene Nachverbrennung des Reaktorabgases erfolgt im Konverter. Weiteres ist diese Einheit zur Vorkühlung des Abgasstroms ausgeführt. Um diese zwei Vorgänge zu ermöglichen, ist der Konverter mit einer Zweistoffdüse (Sauerstoff und Wasser) ausgestattet. Die überstöchiometrische Nachverbrennung sorgt nicht nur für die Verbrennung des restlichen Reduktionsgases, sondern oxidiert das gasförmige Zink zu festen Zinkoxidpartikeln. Die notwendige Vorkühlung des Abgases wird mittels Verdampfung und Erhitzung des zugeführten Wassers erreicht. Die Vorkühltemperatur sollte aufgrund der notwendigen Verbrennungskinetik nicht zu tief gewählt werden.



### 3.1.3 Quenche

Die durch die Nachverbrennung begrenzte Abgastemperatur ist für eine Abscheidung in üblichen Filteranlagen zu hoch. Daher ist die weitere Absenkung der Abgastemperatur in der Quenche vorgesehen. Verwendung finden hier ebenfalls Zweistoffdüsen, welche Wasser und Druckluft einbringen. Die hierfür zugeführte Luft dient jedoch lediglich der besseren Verteilung des Wassers im Abgas und stellt keine relevante Kühlwirkung dar.

### 3.1.4 Filter

Der abgekühlte Abgasstrom, beladen mit dem Produkt Zinkoxid, kann letztlich der Abscheidung zugeführt werden. Diese Abscheidung erfolgt mittels eines Schlauchfilters und trennt das Produkt Zinkoxid vom restlichen Abgasstrom.

## 3.2 Einführung zusätzlicher Units

Aufgrund von Auftreten räumlicher, technischer und energetischer Problemstellungen während des Baus der Anlage, werden folgende zusätzliche Einheiten der Anlage zugeordnet.

### 3.2.1 Steigrohr

Die räumlich bedingte Einschränkung durch die Halle führte zwingendermaßen zu einer Nachverbrennung in der oberen Ebene. Ein weiterer Aspekt für den Vorteil dieser Anordnung stellt eine Minimierung des Carry over dar. Die Umlenkung des Abgasstroms um 180° wirkt sich positiv auf das Abscheidungsverhalten aus. Eine niedrige Strömungsgeschwindigkeit auf dem Weg zur Nachverbrennung minimiert auch den Fehlaustrag. Wichtiger Aspekt ist natürlich auch das Erreichen der geplanten Eintrittstemperatur in den Konverter. Die Verluste durch Strahlungswärme aus dem Reaktor werden ebenfalls gesenkt (keine direkte Sichtverbindung). Schließlich wurde eine Version der Abgasführung aus dem Reaktor gewählt (siehe Anhang A (**Steigrohr**)).

### 3.2.2 Airmix

Aufgrund räumlicher Gegebenheiten ergibt sich eine maximale Länge für die Einheit Quenche. Innerhalb dieser Länge kann eine Abkühlung des Abgases bis auf 180°C gewährleistet werden. Die Betriebstemperatur des Filters sollte aber 150°C nicht überschreiten. Ein Erreichen dieser geforderten Temperatur hätte eine nicht tragbare Erhöhung der Quenchenlänge gefordert. Da eine weitere Abkühlung mittels Wasser nicht zielführend wäre, wird dieser letzte Abkühlvorgang mittels direkter Luftzufuhr ausgeführt. Ein weiterer Beweggrund dieser Ausführung war ein Herabsetzen des Taupunktes (vgl.: 3.2.3).

### 3.2.3 Kamin

Ein seit Jahren stillstehender Kamin soll für die Reingas- Abfuhr verwendet werden. Nach einer Besichtigung des Objekts trat ein Bedenken bezüglich der Größenordnung auf. Aufgrund der hohen Feuchtigkeit des Abgases könnte im Kamin noch vor Austritt der Taupunkt erreicht werden. Gerade aber durch Einfuhr der Einheit Airmix wird dieser herabgesetzt (vgl.: 3.2.2). Jedenfalls aber gehört der Kamin als Einheit der Anlage zugeordnet.

## 3.3 Verfahrensschema

### 3.3.1 Blockfließbild

Hier erfolgt eine Darstellung der einzelnen Prozessschritte aus denen das Verfahren aufgebaut ist.

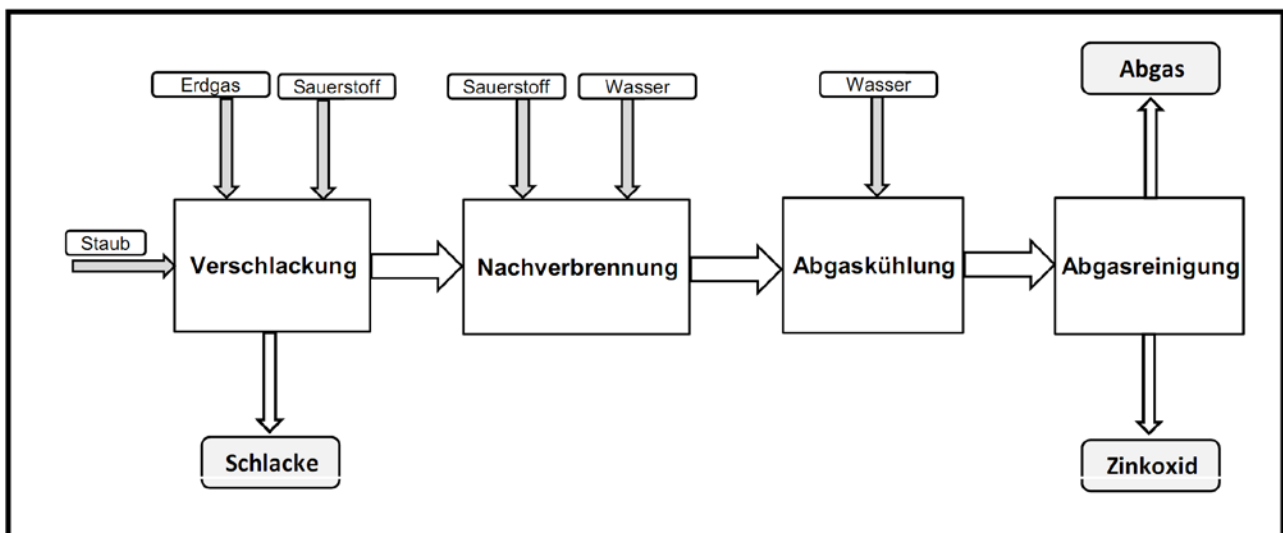


Abbildung 7: Blockfließbild des Verfahrens

### 3.3.2 Schema der Anlage – Fließschema

Die schematische Darstellung der Anlage zeigt sich im Fließschema. Betriebsnotwendige Stoffströme und Flussrichtungen sind dargestellt und bieten einen allgemeinen Überblick des Verfahrens (Abbildung 8).

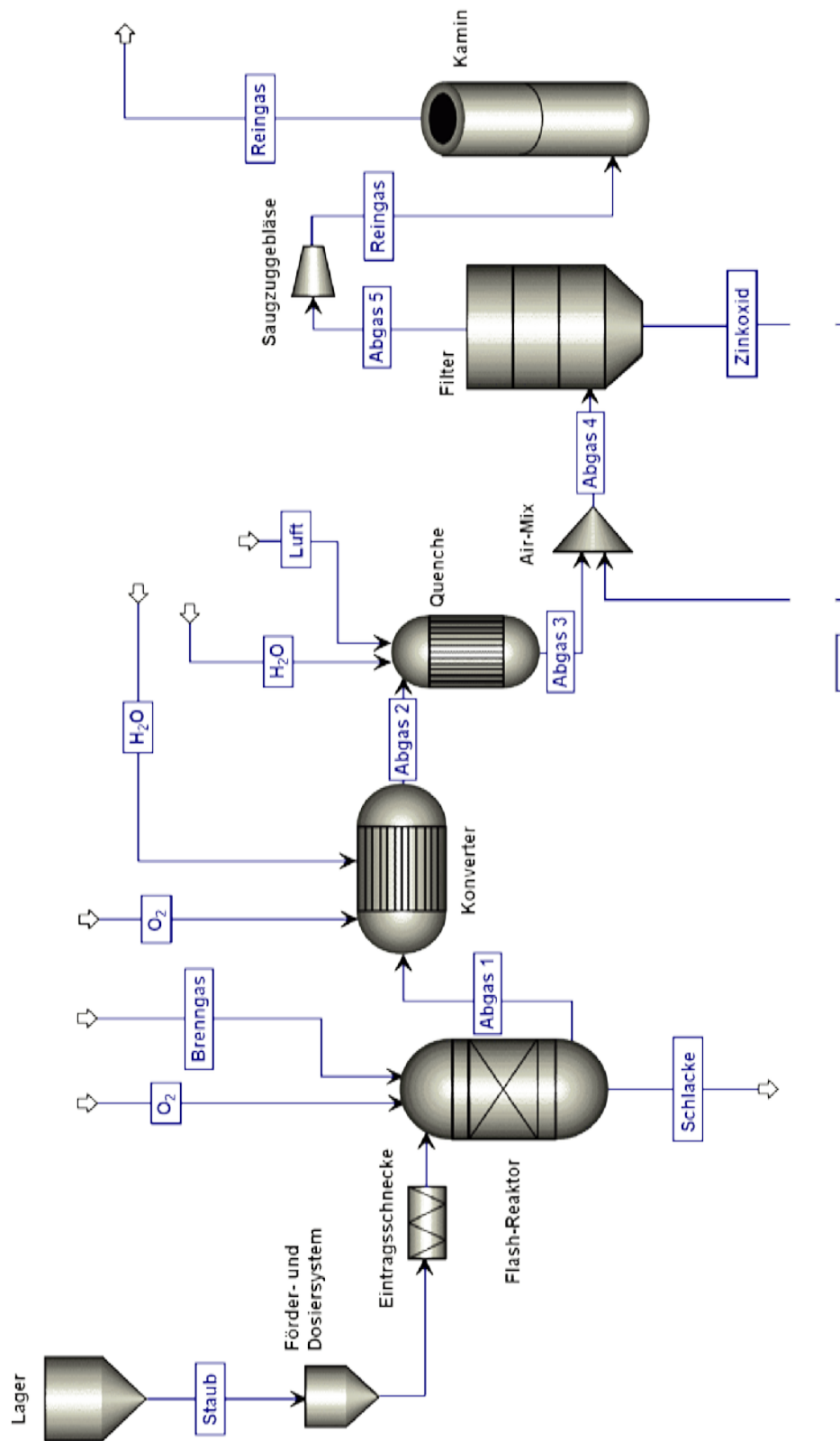


Abbildung 8: Fließschema der Anlage

## 4 Bilanzierung der Anlage

Die Bilanzierung der Anlage erfolgt mittels eines Excel- Sheets, welches aus folgenden Blättern aufgebaut ist:

- Energien
- Reaktionen
- Stoffbilanz
- Viskositäten
- Partikelgröße
- cp- Berechnungen
- Ergebnisse

Inhaltlich gestalten sich diese Blätter wie folgt:

Blatt Energien: Hier erfolgt die Ermittlung der notwendigen Aufheiz- und Abkühlenergien.

Blatt Reaktionen: Reaktionen und Reaktionsenthalpien aller Reaktionen.

Blatt Stoffbilanz: Berechnung und Auflistung aller Stoffströme, Eingabe von Staubdurchsatz.

Blatt Viskositäten: Ermittlung der Gasviskositäten für carry- over Transportbedingung.

Blatt Partikelgröße: Bestimmung der Grenzkorngröße für carry- over Transportbedingung.

Blatt cp- Berechnungen: Berechnung der molaren Aufheiz- und Abkühlenthalpien.

Blatt Ergebnisse: Auflistung der errechneten Stoffströme und Zusammensetzungen,  
Durchmesser- Dimensionierung der Abgasstrecke und Werte für Druck-  
und Wärmeverluste.

Stoff- und Energiebilanz sind aneinander gekoppelt und bis auf wenige Ausnahmen (Wärmeverlustrechnung, Druckverlust und pneumatische Transportbedingungen für carry-over) in diesem Kapitel erläutert.

Wichtige Einflussparameter für die Auslegung der einzelnen Units sind in Abbildung 9 schematisch dargestellt.

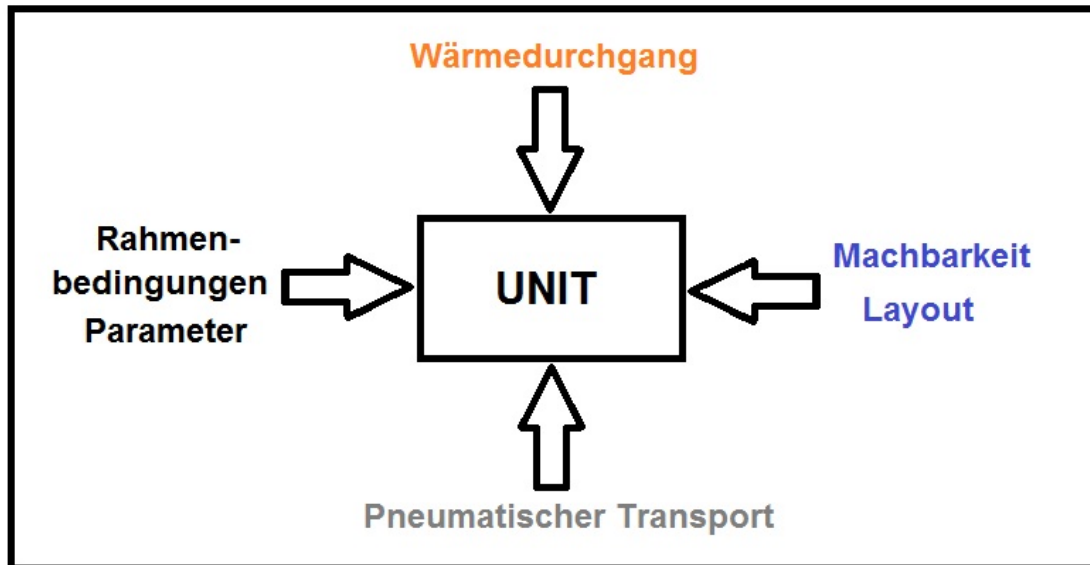


Abbildung 9: Einflüsse für die Auslegung der Units

#### 4.1 Vorbereitende Hinweise

Bevor mit der Bilanzierung begonnen wird, müssen vorbereitende Umrechnungen durchgeführt werden. Auch die oben angeführten, einzuhaltenden Rahmenparameter werden fixiert.

Die Bilanzierung sollte für einen Auslegungszustand gerechnet werden, um eine Dimensionierung der Anlage vornehmen zu können.

Rahmenbedingungen für die Auslegung:

- Reaktorinnentemperatur 1900 °C
- Reduzierende Bedingungen Lambda 0,8
- Staubdurchsatz von rund 300 kg/h
- Fehlastrag des Staubes (carry-over) ca. 30 %
- Temperatur Konvertereintritt 1500 °C
- Sauerstoffüberschuss Konverter Lambda 1,4
- Temperatur Konverteraustritt 800 °C
- Austrittstemperatur Quenche 180 °C
- Filtereintrittstemperatur max. 150 °C

### 4.1.1 Staubzusammensetzung

Die erhaltene Staubanalyse (Abbildung 10) ist eine chemische Analyse und beschreibt nicht ganz den prozentuellen Inhalt aller vorkommenden Verbindungen. Durch eine Umrechnung elementarer Anteile in ihre Verbindungen wird eine Zusammensetzung aller Verbindungen ersichtlich (Tabelle 1). Die Umrechnung beinhaltet vereinfachende Annahmen welche aber im geringen Maße ergebnisrelevant sind.

Komponente		Ergebnis	Einheit
Blei (Pb)	Pb	0.32	Gew. %
Calzium ( Ca )	Ca	13.6	Gew. %
Calziumoxid ( CaO )	CaO	19.03	Gew. %
Chlor (Cl)	Cl	0.30	%
Eisen 2-wertig (Fe II)	Fe II	13.59	Gew. %
Eisen gesamt (Fe ges.)	Fe tot	43.55	Gew. %
Eisen metallisch (Fe met.)	Fe met	16.5	Gew. %
Eisen-II-oxid (FeO)	FeO	17.48	Gew. %
Fluor (F)	F	0.041	%
Kalium ( K )	K	0.30	Gew. %
Kalium-I-oxid ( K <sub>2</sub> O )	K <sub>2</sub> O	0.36	Gew. %
Magnesium ( Mg )	Mg	2.44	Gew. %
Magnesium-II-oxid ( MgO )	MgO	4.05	Gew. %
Natrium ( Na )	Na	0.40	Gew. %
Natriumoxid ( Na <sub>2</sub> O )	Na <sub>2</sub> O	0.54	Gew. %
Schwefel (S)	S	0.338	Gew. %
Siliziumdioxid (SiO <sub>2</sub> )	SiO <sub>2</sub>	1.72	Gew. %
Zink (Zn)	Zn	13.2	Gew. %

Abbildung 10: Voestalpine Staubprobe 150/07

Zusätzliche Inhalte der Staubprobe sind: Al: 0,20 %; C: 1,07 %; Cr: 0,031 %.

Die Umrechnung der metallischen Anteile erfolgt in die zugehörigen Oxide.

$$W_{Oxid} = W_{Metall} \cdot \frac{MG_{Oxid}}{MG_{Metall}} \quad (24)$$

Das Blei wird in Form von Sulfid (PbS) dargestellt und der Rest des verbleibenden Schwefels findet Anbindung an Eisen als FeS.

Halogene werden den Verbindungen FeCl<sub>2</sub> und CaF<sub>2</sub> zugewiesen.

Bei der Umrechnung der Eisenoxide werden folgende Vereinfachungen angenommen:

Das II-wertige Fe wird als Wüstit (FeO) beschrieben (realistischer wäre Disproportionierung zu Eisen und Eisen (II, III) - Oxid). Abzüglich weiterer Fe- Verbindungen (FeCl<sub>2</sub>, FeS) vom Gesamteisenanteil wird der verbleibende Rest an Eisenverbindungen als Hämatit- Phase (Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub>) bewertet. Letztlicher Eisenanteil errechnet sich nach:

$$W_{Fe \text{ in } Fe_2O_3} = W_{Fe \text{ ges}} - W_{Fe \text{ met.}} - W_{Fe \text{ II}} - W_{Fe \text{ in } FeCl_2} - W_{Fe \text{ in } FeS} \quad (25)$$

Die Zusammensetzung der Staubprobe kann in Form ihrer elementaren Verbindungen aufgelistet werden. Durch Anpassung mittels eines Korrekturfaktors ergibt sich eine neue, für die weitere Berechnung verwendete, Staubzusammensetzung:

Tabelle 1: Zusammensetzung des Staubes

Verbindung	Anteil <sub>Analyse</sub>	Anteil	MG
	[Gew %]	[Gew %]	[ g/mol ]
CaO	19,03	19,535	56,08
CaF <sub>2</sub>	0,0236	0,024	78,078
K <sub>2</sub> O	0,36	0,370	94,2
MgO	4,05	4,157	40,33
Na <sub>2</sub> O	0,54	0,554	61,978
SiO <sub>2</sub>	1,72	1,766	60,1
ZnO	16,43	16,866	81,39
Fe <sub>met.</sub>	16,5	16,938	55,85
FeO	17,48	17,944	71,85
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	18,349	18,836	159,7
FeCl <sub>2</sub>	0,280	0,288	126,75
FeS	0,791	0,812	87,91
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,378	0,388	101,96
Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,045	0,047	151,989
PbS	0,370	0,379	239,266
C	1,07	1,098	12,011
<b>Summe</b>	<b>97,417</b>	<b>100</b>	
Korrekturfaktor	1,027		

Nach Kenntnis der Bestandteile des Einsatzstaubes kann mit der Bilanzierung begonnen werden.

### 4.1.2 Annahmen der Reaktionen

Die Bedingungen im Reaktor werden so gewählt, dass die gewünschten Reaktionen ablaufen und unerwünschte Nebenreaktionen minimiert werden.

Tabelle 2: Werdegang des Staubes

Verbindung	Angenommener Werdegang
CaO	Aufheizen auf 1800°C , zu 100% in Schlacke
CaF <sub>2</sub>	Aufheizen auf 1800°C , reduziert und zu 100% in Gasphase, Aufheizen auf 1900°C
K <sub>2</sub> O	Aufheizen auf 1800°C , reduziert und zu 100% in Gasphase, Aufheizen auf 1900°C
MgO	Aufheizen auf 1800°C , zu 100% in Schlacke
Na <sub>2</sub> O	Aufheizen auf 1800°C , zu 100% in Schlacke
SiO <sub>2</sub>	Aufheizen auf 1800°C , zu 100% in Schlacke
ZnO	Aufheizen auf 1800°C , Reduktion von 98% , Gasphase aufheizen auf 1900°C
Fe <sub>met.</sub>	Aufheizen auf 1800°C , zu 100% in Schlacke
FeO	Aufheizen auf 1800°C , zu 100% in Schlacke
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Aufheizen auf 1800°C , zu 100% in Schlacke
FeCl <sub>2</sub>	Aufheizen auf 1800°C , Reduktion von 100% , Gasphase aufheizen auf 1900°C
FeS	Aufheizen auf 1800°C , Reduktion von 100% , Gasphase aufheizen auf 1900°C
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Aufheizen auf 1800°C , zu 100% in Schlacke
Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	Aufheizen auf 1800°C , zu 100% in Schlacke
PbS	Aufheizen auf 1800°C , Reduktion von 100% , Gasphase aufheizen auf 1900°C
C	Aufheizen auf 1800°C, Boudouard-Reaktion zu 50%, Gasphase Aufheizen auf 1900°C

## 4.2 Bilanzierung Reaktor

Begonnen wird mit der Bilanzierung des Reaktors, da die Masse- und Energiebilanz dieser Einheit Einfluss auf alle anderen Units hat. Innerhalb dieses Kapitels erfolgen die Annahmen der zugrundeliegenden Reaktionsabläufe, die sich daraus ergebenden Bedingungen und die Ermittlung der dafür notwendigen Energiezufuhr, um diese Reaktionen zu gewährleisten.

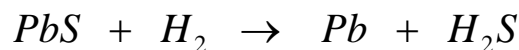
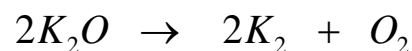
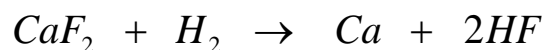
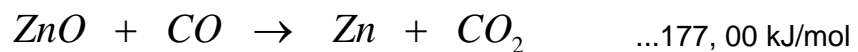
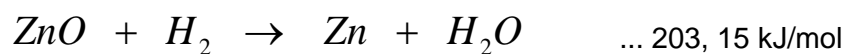
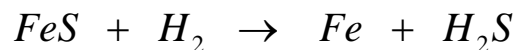
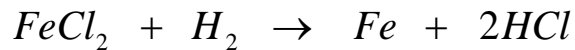


### 4.2.1 Reaktionen

Die Verbrennung von Erdgas (Methan) findet understöchiometrisch statt und bildet ein dementsprechendes Abgasgemisch mit Anteilen von CO, H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> und H<sub>2</sub>O (vgl.: Tabelle 3).

Die durch Anwesenheit dieses Gases auftretenden Reaktionen des Staubes, können wie folgt angesetzt werden:

Angenommene Reduktionsreaktionen im Reaktor (Enthalpien für Reduktionen bei 1800°C):



Die angeführten ZnO- und C- Reaktionen sind als realistisch zu betrachten, andere dienen lediglich zur rechnerischen Erfassung.

Die aus der Vorgabe der Verbrennungsparameter resultierende Gaszusammensetzung zeigt sich wie folgt (Daten aus [8]):

Tabelle 3: Verbrennungsparameter

Verbrennung von CH <sub>4</sub> bei 1900 °C										
Lambda	T	H <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub> O	CO <sub>2</sub>	ΔH <sub>u,CH4</sub>	CO/ges	CO/ges	CO <sub>2</sub> /CO	H <sub>2</sub> O/H <sub>2</sub>
[-]	[°C]	[Vol %]	[Vol %]	[Vol %]	[Vol %]	[kJ/mol]	[% <sub>red Gase</sub> ]	[-]	[-]	[-]
0,85	1900	7,246	12,766	59,420	20,567	<b>395,781</b>	63,791	<b>0,64</b>	1,61	8,20
<b>0,8</b>	1900	10,458	16,213	56,208	17,120	<b>349,434</b>	60,789	<b>0,61</b>	1,06	5,37
0,75	1900	14,097	19,239	52,569	14,095	<b>303,374</b>	57,711	<b>0,58</b>	0,73	3,73

Es wird die Zusammensetzung für die Verbrennung mit Lambda 0,8, bei einer Temperatur von 1900 °C, ausgewählt. Der Wert: "CO/ges" beschreibt den Anteil von CO an den gesamt anwesenden, reduzierenden Gasen:

$$\frac{CO}{ges} = \frac{CO}{CO + H_2} \quad (26)$$

Tabelle 4: Verbrennungsprodukte

Produkte	Vol. %	Anteil	Menge
	[ %]	[ - ]	[ mol/h]
H <sub>2</sub>	10,46	0,10	870
CO	16,21	0,16	1349
H <sub>2</sub> O	56,21	0,56	4675
CO <sub>2</sub>	17,12	0,17	1424

Die Mengen ergeben sich aus der Verbrennung von 44,5 kg/h Erdgas mit reinem Sauerstoff bei einer Temperatur von 1900 °C und einem Lambda von 0,8.

Die Reduktion von Zinkoxid, wird dem Wert "CO/ges" entsprechend, anteilmäßig aufgeteilt. Es werden 61% des ZnO mittels CO-Reduktion umgesetzt. Der Rest der Reduktion erfolgt durch Umsetzung mittels Wasserstoff. Insgesamt wird ein Umsatz der Reduktion von ZnO zu Zn von 98 % angenommen.

Aus diesen Annahmen ergibt sich ein Mindestbedarf an zur Verfügung stehenden Reaktionsgasen.

Tabelle 5: Mindestbedarf an Gasen für Reduktionen

Reduktionsgasbedarf	CO		H <sub>2</sub>		CO <sub>2</sub>	
	[ - ]	[ mol/h ]	[ - ]	[ mol/h ]	[ - ]	[ mol/h ]
FeCl <sub>2</sub> + H <sub>2</sub> = Fe + 2HCl			1	6,81		
FeS + H <sub>2</sub> = Fe + H <sub>2</sub> S			1	27,70		
ZnO + H <sub>2</sub> = Zn + H <sub>2</sub> O			1	238,89		
ZnO + CO = Zn + CO <sub>2</sub>	1	370,34				
C + CO <sub>2</sub> = 2CO		-274,34			1	137,17
CaF <sub>2</sub> + H <sub>2</sub> = Ca + 2HF			1	0,93		
2K <sub>2</sub> O = 2K <sub>2</sub> + O <sub>2</sub>						
PbS + H <sub>2</sub> = Pb + H <sub>2</sub> S			1	4,76		
<b>Summe</b> [ mol/h ]		<b>96,00</b>		<b>279,09</b>		<b>137,17</b>

Um die Aufrechterhaltung der Reaktionen zu gewährleisten, muss ein Überschuss an Reaktionsgas vorhanden sein. Dies lässt sich in einem vorhandenen Vielfachen darstellen. In folgender Tabelle 6 ist der Überschuss des Reaktionsgases ersichtlich.

Tabelle 6: Reaktionsgas - Bedarf und vorhandenes Vielfaches

Gasbedarf			vorhandenes Vielfaches		
CO	H <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>
[ mol/h ]	[ mol/h ]	[ mol/h ]	[ - ]	[ - ]	[ - ]
96,00	279,09	137,17	<b>14,0</b>	<b>3,1</b>	<b>10,4</b>

Die richtige Wahl der Gaszusammensetzung zeigt einen entscheidenden Einfluss auf den Ablauf der Reaktionen im Reaktor.

Mittels der vorhandenen Gaszusammensetzung, kann man die Reduktionsbedingungen im Ellingham- Diagramm einzeichnen (Abbildung 11).

Die reduzierende Gasatmosphäre im Reaktor reicht aus, um Zink zu reduzieren, ist aber auch so gering bemessen, um weitere Reduktionsmechanismen (Fe- Oxid- Reduktion) zu bremsen.

Bei einem Verhältnis von  $CO/CO_2 = 0,95$  tritt für ZnO eine Reduktion ab ca. 1350°C auf. Die gewählte Reduktionstemperatur von 1800 °C stellt die Reduktion sicher. Andere Abläufe, wie z.B. die Reduktion von FeO, sind nicht möglich, da lediglich indirekte Reaktionen zwischen  $Fe_3O_4$ ,  $Fe_2O_3$  und FeO vorliegen können (vgl. 2.2).

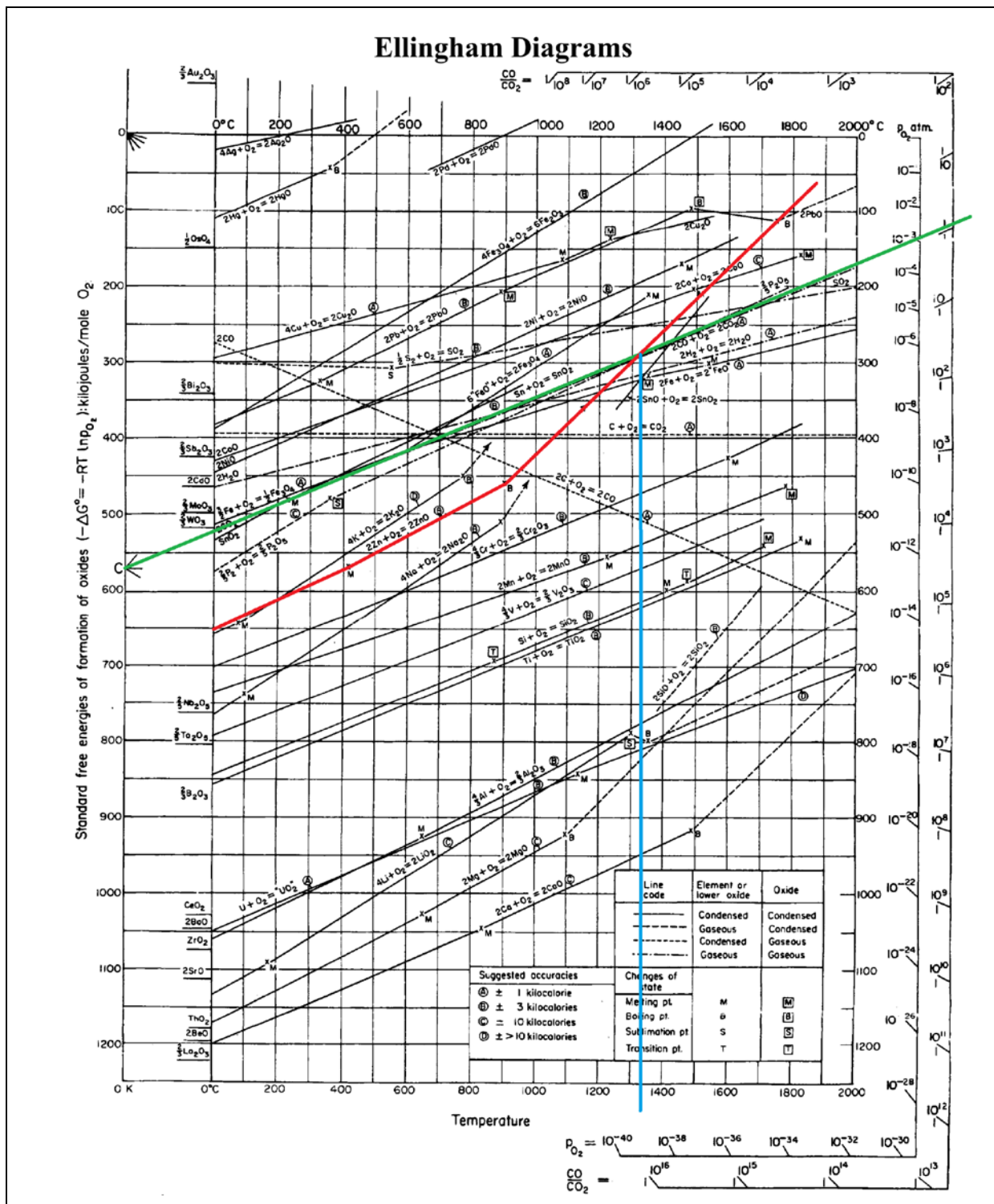


Abbildung 11: Ellingham- Diagramm

### 4.2.2 Energiebedarf

Alle Verbindungen werden auf 1800°C aufgeheizt und es erfolgt die Reduktion (vgl. Kap. 4.2.1). Aufgrund von wärmeübertragungstechnischen Überlegungen folgt ein weiteres Aufheizen auf 1900°C ausschließlich für die Gaskomponenten. Noch feste und flüssige Anteile im Reaktor erfahren keine weitere Erwärmung mehr. Die Bestimmung der Aufheizenergie für die jeweilige Komponente erfolgt nach folgendem Schema:

Im Blatt “cp- Berechnungen“ sind die spezifischen Wärmekapazitäten für die verschiedenen Komponenten aufgelistet. Da diese Wärmekapazitäten temperaturabhängig sind, gelten die Daten für Temperaturintervalle. Durch Aufsummieren der Aufwärmenergien für die einzelnen Intervalle und Hinzufügen auftretender Schmelz- und Verdampfungsenthalpien, errechnet sich die Aufheizenergie der Komponente:

$$\Delta h_j = \left[ \sum_2^n \frac{cp_{n,j} + cp_{n-1,j}}{2} (T_n - T_{n-1}) \right] + \Delta h_{S,j} + \Delta h_{V,j} \quad (27)$$

$\Delta h_j$ ...	Aufheizenthalpie der Komponente j
$cp_{n,j}$ ...	Spezifische Wärmekapazität der Komponente j bei Temperatur $T_n$
$T_1 \dots T_n$ ...	Temperatur des Aufheizvorganges mit 10°C Intervallschritten
$\Delta h_{S,j}$ ...	Spezifische Schmelzenthalpie der Komponente j
$\Delta h_{V,j}$ ...	Spezifische Verdampfungsenthalpie der Komponente j

Die Reduktionsenergie für Zinkoxid errechnet sich aus den zwei Reduktionsmechanismen. Diese werden gemäß dem Verhältnis “CO/ges“ (vgl. Tabelle 3) angepasst, und die zugehörige Gesamtreduktionsenergie somit ermittelt. Für die Boudouard- Reaktion wird ein Umsatz von 50 % angenommen (Aktivität des Kohlenstoffs). Eine vollständige Umsetzung des Kohlenstoffes zeigt sogar nicht zu vernachlässigende Auswirkungen auf die energetische Situation. Nicht nur der Gasbedarf im Reaktor steigt an, sondern auch der Sauerstoff und Kühlbedarf im Konverter erhöht sich (vgl. auch Kap. 7.4 ).

Verbindung	Molenstrom	$\Delta H_{1800}$	$\Delta H_R$	$\Delta H_R$	Reaktions Produkte	$\Delta H_{1900}$	Molenstrom	$\Delta H_{1900}$
	[ mol/h ]	[ kJ/h ]	[ kJ/mol ]	[ kJ/h ]		[ kJ/mol ]	[ mol/h ]	[ kJ/h ]
CaO	1045,01	96036,061			Fe <sub>met.</sub>	4,31	34,513	
CaF <sub>2</sub>	0,93	194,535			FeO	6,65	0,000	
K <sub>2</sub> O	11,77	2538,783			Ca	6,56	0,931	6,103
MgO	309,25	27950,346			HF	3,44	1,862	6,397
Na <sub>2</sub> O	26,83	4691,356			K	2,11	23,538	49,614
SiO <sub>2</sub>	88,13	11972,082			O <sub>2</sub>	3,76	5,885	22,113
ZnO	621,66	58628,975	183,509	114.081	Zn	5,34	609,229	3256,306
Fe <sub>met.</sub>	909,81	76905,903			HCl	3,58	13,625	48,729
FeO	749,21	98865,554			Pb	2,81	4,756	13,351
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	353,83	91696,048			H <sub>2</sub> S	5,49	32,457	178,053
FeCl <sub>2</sub>	6,81	1087,294			H <sub>2</sub> O	5,19	238,888	1240,927
FeS	27,70	3450,439			CO <sub>2</sub>	6,10	233,170	1422,735
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	11,41	2508,959			CO	3,64	274,342	997,932
Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,92	208,961			C	6,82	137,171	
PbS	4,76	541,861			Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	22,91	0,000	
C	274,34	18289,145	78,991	21.670	ZnO	9,71	12,433	
<b>Summe</b>		<b>495.566</b>		<b>135.751</b>				<b>7.242</b>
		Aufheizen auf 1800		Reduktion			Aufheizen auf 1900	
<b>Energie in kW</b>		<b>137,66</b>		<b>37,71</b>			<b>2,01</b>	

Abbildung 12: Bestimmung der Aufheizenergie

Der notwendige Energiebedarf zur Aufrechterhaltung der Reaktorbedingungen errechnet sich aus der Summe des Mindestgasbedarfs für Aufheizen und Reduktion und wird mit einer Sicherheit von 1,1 beaufschlagt. Zusätzlich sind die Wärmeverluste des Reaktors mit einzubeziehen (vgl. Kap.6.1.2).

Die daraus resultierend notwendige Energiemenge beträgt:

Tabelle 7: Bestimmung des Energiebedarfs

	Heizleistung [ kW ]	
<b>Aufheizen<sub>1800</sub></b>	137,66	
<b>Reduktion</b>	37,71	
<b>Aufheizen<sub>1900</sub></b>	2,01	
<b>Mindestbedarf</b>	<b>177,38</b>	[kW]
mit Sicherheit 1,1	195,12	
<b>Wärmeverluste</b>	74,00	
<b>Energiebedarf</b>	<b>269,12</b>	[kW]

Die notwendige Heizleistung von ca. 270 kW wird, mit einem für 1900°C und einem Lambda von 0,8 bemessenen Heizwert von 349,4 kJ/mol (vgl. Tabelle 3), durch einen Erdgasbedarf von 44,5 kg/h bereitgestellt.

Der daraus entstehende Sauerstoffbedarf für die Verbrennung mit Lambda 0,8 ergibt für die errechnete Erdgasmenge von 2773 mol/h einen Mengenstrom an Sauerstoff von 4430 mol/h (vgl. Tabelle 8). Diese Menge entspricht einem Massebedarf von 141,8 kg/h Sauerstoff.

Die entsprechende Sauerstoffmenge ergibt sich aus dem Produkt von Lambda und dem stöchiometrisch notwendigen Mengenanteil an Sauerstoff zur vollständigen Verbrennung.

Tabelle 8: Notwendiger Sauerstoffbedarf

Lambda	CH <sub>4</sub>	O <sub>2</sub>
[ - ]	[ mol ]	[ mol ]
1	1	2
<b>0,8</b>	<b>1</b>	<b>1,6</b>

Nach Kenntnis aller notwendigen Eingangsströme kann eine Massenbilanz angesetzt werden.

### 4.2.3 Stoffströme

Es folgt die Eingabe aller Stoffströme und deren Reaktionsumsätze bei Verbrennung und Reduktion. Daraus lassen sich die jeweiligen Ausgangsmengenströme der einzelnen Komponenten berechnen. Die geringe Differenz zwischen Ein- und Ausgangsmasse ist auf eine Ungenauigkeit der Molmassen zurückzuführen. Dies hat aber keine weiteren, relevanten Auswirkungen.

Verbindung	MG	Input		Verbrennung		Reduktion		Output	
	[ g/mol ]	[ mol/h ]	[ kg/h ]	[ mol/h ]	[ kg/h ]	[ mol/h ]	[ kg/h ]	[ mol/h ]	[ kg/h ]
CaO	56,08	1045,0	58,6					1045,0	58,60
CaF <sub>2</sub>	78,08	0,9	0,1			-0,9	-0,1		
K <sub>2</sub> O	94,20	11,8	1,1			-11,8	-1,1		
MgO	40,33	309,3	12,5					309,3	12,47
Na <sub>2</sub> O	61,98	26,8	1,7					26,8	1,66
SiO <sub>2</sub>	60,10	88,1	5,3					88,1	5,30
ZnO	81,39	621,7	50,6			-609,2	-49,6	12,4	1,01
Fe <sub>met.</sub>	55,85	909,8	50,8			34,5	1,9	944,3	52,74
FeO	71,85	749,2	53,8					749,2	53,83
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	159,70	353,8	56,5					353,8	56,51
FeCl <sub>2</sub>	126,75	6,8	0,9			-6,8	-0,9		
FeS	87,91	27,7	2,4			-27,7	-2,4		
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	101,96	11,4	1,2					11,4	1,16
Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	151,99	0,9	0,1					0,9	0,14
PbS	239,27	4,8	1,1			-4,8	-1,1		
C	12,01	274,3	3,3			-137,2	-1,6	137,2	1,65
Ca	40,08					0,9	0,0	0,9	0,04
HF	20,00					1,9	0,0	1,9	0,04
K	39,10					23,5	0,9	23,5	0,92
O <sub>2</sub>	32,00	4430,2	141,8	-4430,2	-141,8	5,9	0,2		
CH <sub>4</sub>	16,04	2772,5	44,5	-2772,5	-44,5				
Zn	65,41					609,2	39,8	609,2	39,85
HCl	36,46					13,6	0,5	13,6	0,50
Pb	207,20					4,8	1,0	4,8	0,99
H <sub>2</sub> S	34,07					32,5	1,1	32,5	1,11
H <sub>2</sub> O	18,02			4675,2	84,2	238,9	4,3	4914,0	88,55
CO <sub>2</sub>	44,01			1424,0	62,7	233,2	10,3	1657,1	72,93
CO	28,01			1348,6	37,8	-96,0	-2,7	1252,6	35,08
H <sub>2</sub>	2,02			869,9	1,8	-279,1	-0,6	590,8	1,19
Summe			486,24						486,27

Abbildung 13: Stoffbilanz des Reaktors

Der daraus erhaltene Ausgangsstrom wird in einen Abgasstrom mit carry-over und einen Schlackenstrom unterteilt.

Tabelle 9: Gesamtstoffströme des Reaktors

Reaktor mit carry-over			
Strom	Menge	Menge	Menge
[ - ]	[ kg/h ]	[ Nm <sup>3</sup> /h ]	[ Betr.m <sup>3</sup> /h ]
Staub	300		
Erdgas	44,47	61,77	
Sauerstoff	141,76	99,21	
Abgas	314,71	203,88	1493,31
Schlacke	171,55		



### 4.3 Bilanzierung Steigrohr

Da die Eintrittstemperatur in den Konverter mit 1500 °C angesetzt wurde, wird die notwendige Abkühlenergie ermittelt, um dieses Ergebnis zu erreichen. Innerhalb der Wärmedurchgangsberechnung erfolgt ein Nachprüfen dieser Annahme.

Tabelle 10: Berechnung der Abkühlenergie im Steigrohr

	Stoff	Abkühlenergie				
		1900-1700	1800-1700	Gas und carry-over	1700-1500	
		[ - ]	[ kJ/mol ]	[ kJ/mol ]	[ kJ/h ]	[ kJ/mol ]
<b>Gas</b>	H <sub>2</sub> O	10,328		50.754	10,059	49.430
	CO <sub>2</sub>	12,140		20.117	11,986	19.862
	CO	7,262		9.096	7,202	9.022
	H <sub>2</sub>	6,793		4.013	6,691	3.953
	Zn	4,157		2.533	4,157	2.533
	H <sub>2</sub> S	10,933		355	10,756	349
	HF	6,844		13	6,723	13
	HCl	7,133		97	7,043	96
	K	4,210		99	4,193	99
	Pb	5,322		25	5,322	25
	Ca	4,157		4	4,157	4
<b>carry-over</b>	CaO		5,869	1.840	11,599	3.636
	MgO		8,070	749	15,387	1.428
	Na <sub>2</sub> O		11,655	94	22,700	183
	SiO <sub>2</sub>		15,436	408	28,887	764
	ZnO		5,994	22	11,768	44
	Fe <sub>met.</sub>		4,270	1.210	8,297	2.351
	FeO		6,601	1.484	13,045	2.932
	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>		33,881	3.597	63,115	6.700
	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>		37,547	129	69,938	239
	Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>		13,782	4	27,264	8
	C		6,493	267	12,005	494
<b>Summe</b>				<b>96.909</b>		<b>104.163</b>
		<b>Abkühlenergie Steigrohr</b>		<b>55,85</b>	[ kW ]	

Dieses Ergebnis sollte sich mit dem der Wärmedurchgangsberechnung für das Steigrohr decken (vgl. Kap. 6.1.3). Eine größere Abkühlenergie wäre vertretbar, um sicherzustellen, dass das eintretende Gas in den Converter eine Temperatur von 1500°C nicht überschreitet.

## 4.4 Bilanzierung Konverter

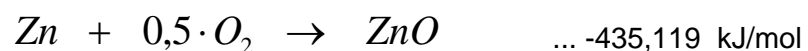
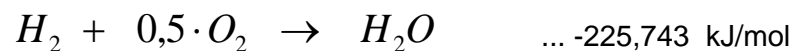
Da die Verbrennung und die Kühlung energetisch gesehen sehr stark von der Temperatur und der Gaszusammensetzung abhängen, ist ein Zugang zu einer simultanen Lösung, bei gleichzeitigem Ablauf beider Vorgänge, äußerst schwierig. Betrachtet man aber die gesamte Systemgrenze dieser Einheit und geht von einer vollständigen Verbrennung aus, so ergibt sich dieses Problem nicht. Lediglich die lokale Reaktionskinetik wird durch diesen Umstand beeinflusst. Das Einbinden dieses Umstandes wäre demnach ein sehr interessanter Faktor für die Beschreibung der Nachverbrennung im Konverter.

Zur einfacheren Handhabung werden die zwei Vorgänge (Nachverbrennung und Abgaskühlung) zur rechnerischen Ermittlung getrennt betrachtet. Folglich gliedert sich die Bilanzierung in diese zwei Abschnitte.

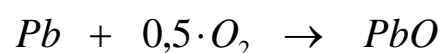
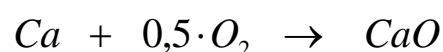
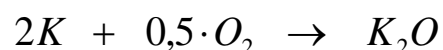
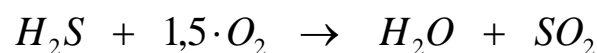
### 4.4.1 Nachverbrennung

Aus den oben genannten Annahmen ergeben sich folgende Bedingungen:

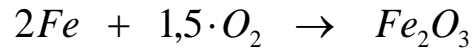
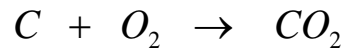
- Die Nachverbrennung im Konverter findet bei 1500°C statt.
- Die Enthalpien gelten für die Zufuhr des Gases bei Verbrennungstemperatur (1500°C), den benötigten Sauerstoff bei 25 °C und dem Abgas bei Verbrennungstemperatur (Energien aus[8]):



Weitere angenommene Verbrennungsreaktionen sind:



Im carry-over befinden sich Kohlenstoff und metallisches Eisen, welche vollständig oxidiert werden.



Nach vollständiger Verbrennung und Aufheizen der Verbrennungsgase erfolgt die Ermittlung der notwendigen Kühlenergie, um den gesamten Gasvolumenstrom auf 800 °C abzukühlen.

#### 4.4.2 Kühlung

Aufgrund der spezifischen Wärmekapazitäten und der angegebenen Temperaturunterschiede ergeben sich für die jeweiligen Stoffe die notwendigen molaren Kühlenergien. Mittels, der über die Zusammensetzung des Konverter-Abgasstroms ermittelten, notwendigen Gesamt- Kühlenergie für den Abgasstrom und der Kenntnis des Konverter- Wärmeverlustes, ergibt sich ein Kühlbedarf zum Erreichen der geforderten 800 °C Abgastemperatur.

Die molare Aufheizenthalpie von Wasser ergibt sich aus:

$$\Delta h_w = \left[ \sum_2^n \frac{cp_{n,w} + cp_{n-1,w}}{2} (T_n - T_{n-1}) \right] + \Delta h_{v,w} \quad (28)$$

Tabelle 11: Ermittlung des Kühlbedarfs für den Konverter

Kühlbedarf für Konverter			
		[kJ/h]	
<b>Verbrennung Gase und Erwärmung O<sub>2</sub></b>	-711.610		
<b>Abkühlen Verbrennungsprodukte</b>	-113.832		
<b>Abkühlen Abgas</b>	-299.977		
<b>Verluste - Konverter</b>	86.400	24	[kW]
<b>Summe</b>	<b>-1.039.019</b>		
	<b>-288,62</b>		[kW]
<b>H<sub>2</sub>O-Bedarf</b>	14.224	[mol/h]	
	<b>256,3</b>	[kg/h]	

Diese knapp 290 kW Abkühlleistung muss vom eingedüsten Kühlwasser abgedeckt werden. Das Wasser wird verdampft und auf 800 °C erhitzt. Für den angegebenen Bereich beträgt die molare Aufheizenergie von Wasser 73 kJ/mol. Daraus errechnet sich ein notwendiger Wasserbedarf für den Konverter von rund 256 kg/h.

Die Auflistung der gesamten Stoffströme lässt sich nun darstellen:

Verbindung	MG	Input		Verbrennung		Output	
	[ g/mol ]	[ mol/h ]	[ kg/h ]	[ mol/h ]	[ kg/h ]	[ mol/h ]	[ kg/h ]
H <sub>2</sub> O	18,02	19137,75	344,86	623,26	11,23	19761,01	356,09
O <sub>2</sub>	32,00	2152,27	68,87	-1537,34	-49,19	614,93	19,68
CO <sub>2</sub>	44,01	1657,13	72,93	1293,72	56,94	2950,85	129,87
CO	28,01	1252,57	35,08	-1252,57	-35,08		
H <sub>2</sub>	2,02	590,80	1,19	-590,80	-1,19		
Zn	65,41	609,23	39,85	-609,23	-39,85		
ZnO	81,39	3,73	0,30	609,23	49,59	612,96	49,89
H <sub>2</sub> S	34,07	32,46	1,11	-32,46	-1,11		
HF	20,00	1,86	0,04			1,86	0,04
HCl	36,46	13,63	0,50			13,63	0,50
K	39,10	23,54	0,92	-23,54	-0,92		
Pb	207,20	4,76	0,99	-4,76	-0,99		
PbO	223,20			4,76	1,06	4,76	1,06
Ca	40,08	0,93	0,04	-0,93	-0,04		
CaO	56,08	313,50	17,58	0,93	0,05	314,43	17,63
K <sub>2</sub> O	94,20			11,77	1,11	11,77	1,11
SO <sub>2</sub>	64,00			32,46	2,08	32,46	2,08
MgO	40,33	92,78	3,74			92,78	3,74
Na <sub>2</sub> O	61,98	8,05	0,50			8,05	0,50
SiO <sub>2</sub>	60,10	26,44	1,59			26,44	1,59
Fe <sub>met.</sub>	55,85	283,30	15,82	-283,30	-15,82		
FeO	71,85	224,76	16,15			224,76	16,15
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	159,70	106,15	16,95	141,65	22,62	247,80	39,57
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	101,96	3,42	0,35			3,42	0,35
Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	151,99	0,28	0,04			0,28	0,04
C	12,01	41,15	0,49	-41,15	-0,49		
<b>Summe</b>			<b>639,9</b>				<b>639,9</b>

Abbildung 14: Stoffbilanz des Konverters

Daraus ergeben sich die Gesamtstoffströme, welche in der nächsten Einheit weiter behandelt werden.

Tabelle 12: Gesamtstoffströme des Konverters

Konverter mit carry-over			
Strom	Menge	Menge	Menge
[ - ]	[ kg/h ]	[ Nm <sup>3</sup> /h ]	[ Betr.m <sup>3</sup> /h ]
<b>Gas Ein</b>	314,71	203,88	1218,73
<b>Sauerstoff</b>	68,87	48,20	
<b>Wasser</b>	256,31		
<b>Abgas</b>	639,88	523,62	1894,52

## 4.5 Bilanzierung Quenche

Die Ermittlung der notwendigen Wassermenge zur Abkühlung des Abgases auf eine Temperatur von 180 °C stellt die Aufgabe für die Bilanzierung der Quenche dar. Diese Temperatur ist ein Resultat von Kompromissen aus dem Bereich der Machbarkeit. Für eine weitere Abkühlung wäre ein zu großer Bauaufwand notwendig (vgl. Kap. 3.2.2).

Ebenso wie für die Ermittlung der Kühlenergie im Konverter ergibt sich für die Quenche ein äquivalenter Ansatz:

Tabelle 13: Ermittlung des Kühlbedarfs für die Quenche

Kühlbedarf Quenche	
	[kJ/h]
<b>Abkühlen Abgas und carry- over</b>	-642.358
<b>Verluste - Quenche</b>	122.040
<b>Summe</b>	-520.318
	<b>-144,5 kW</b>

Die Einbringung des Kühlwassers in die Quenche erfolgt so wie im Konverter mittels Zweistoffdüsen. Diese Düsen ergeben abhängig vom Mischungsverhältnis Gas/ Flüssigkeit eine jeweilige Tropfengröße des zerstäubbaren Kühlmediums. Diese Tropfengröße ist ein entscheidender Faktor für die Ausführung des Kühlprozesses. Für die gewählte Wassermenge ergibt sich somit ein optimaler Druckluftdurchsatz. Die Kühlwirkung der Druckluft ist dabei in diesen Mengen sehr gering. Daher wird hier der Richtwert 120 Nm<sup>3</sup>/h gewählt um die Rechnung zu vervollständigen. Eine spätere Abänderung dieser Druckluftmenge im Betrieb, um eine optimale Tropfengröße zu erreichen, wirkt sich auf die Kühlenergie sehr gering aus und ist zu vernachlässigen. Die Wasser- und zugehörige Druckluftmenge wird während des Betriebes so eingestellt, dass die Abgastemperatur der Quenche 180 °C nicht überschreitet. Es wird hier mit einer molaren Aufheizenthalpie für Wasser von 49,3 kJ/mol gerechnet. Für Luft ergibt sich ein Wert von 4,7 kJ/mol.

Tabelle 14: Aufteilung der Kühlenergie und Ermittlung des Wasserbedarfs

Druckluft		
[ Nm <sup>3</sup> /h ]	[ kg/h ]	[ mol/h ]
<b>120</b>	155,17	5.357
		[kJ/h]
<b>Kühlanteil Druckluft</b>		24988,7
		[kW]
		<b>6,94</b>
		[kJ/h]
<b>Kühlbedarf Wasser</b>		-495329,6
		[kW]
		<b>-137,6</b>
<b>H<sub>2</sub>O-Bedarf</b>	10051,0	[mol/h]
	<b>181,1</b>	[kg/h]

Zur Vollständigkeit sind hier auch die Stoffströme der Quenche angeführt:

Verbindung	MG	Input Gas		Kühlung		Output	
	[ g/mol ]	[ mol/h ]	[ kg/h ]	[ mol/h ]	[ kg/h ]	[ mol/h ]	[ kg/h ]
H <sub>2</sub> O	18,02	19761,014	356,093	10051,04	181,12	29812,06	537,21
O <sub>2</sub>	32,00	614,935	19,678			614,93	19,68
CO <sub>2</sub>	44,01	2950,846	129,867			2950,85	129,87
ZnO	81,39	612,959	49,889			612,96	49,89
CaO	56,08	314,433	17,633			314,43	17,63
K <sub>2</sub> O	94,20	11,769	1,109			11,77	1,11
SO <sub>2</sub>	64,00	32,457	2,077			32,46	2,08
HF	38,00	1,862	0,037			1,86	0,04
HCl	70,90	13,625	0,497			13,63	0,50
PbO	223,20	4,756	1,062			4,76	1,06
MgO	40,33	92,776	3,742			92,78	3,74
Na <sub>2</sub> O	61,98	8,049	0,499			8,05	0,50
SiO <sub>2</sub>	60,10	26,440	1,589			26,44	1,59
FeO	71,85	224,763	16,149			224,76	16,15
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	159,70	247,798	39,573			247,80	39,57
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	101,96	3,424	0,349			3,42	0,35
Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	151,99	0,275	0,042			0,28	0,04
Luft	28,97			5357,04	155,17	5357,04	155,17
<b>Summe</b>			<b>639,9</b>		<b>336,3</b>		<b>976,2</b>
		<b>Gesamt</b>	<b>976,2</b>				

Abbildung 15: Stoffbilanz der Quenche

Die Gesamtströme der Quenche im Überblick zeigen die notwendige Wassermenge und den zugehörigen Druckluftbedarf.

Tabelle 15: Gesamtstoffströme der Quenche

Quenche			
Strom	Menge	Menge	Menge
[ - ]	[ kg/h ]	[ Nm <sup>3</sup> /h ]	[ Betr.m <sup>3</sup> /h ]
<b>Gas Ein</b>	639,9	523,6	1894,6
<b>Wasser</b>	181,1		
<b>Druckluft</b>	155,2	120,0	
<b>Abgas</b>	976,2	868,8	1326,8

## 4.6 Bilanzierung Airmix

Aufgrund betriebstechnischer Notwendigkeiten bedarf es der Einfuhr von Luft in den Abgasstrom. Eine Aufgabe sollte die Abkühlung des Abgasstroms von 180°C auf 150°C sein. Dieser Vorgang wird hier bilanziert ohne auf weitere Auswirkungen einzugehen.

Tabelle 16: Ermittlung der notwendigen Kühlluftmenge

<b>Abkühlen Abgas</b>	-42.888	[kJ/h]	<b>1,0 kW</b>
<b>Wärmeverluste</b>	3.600	[kJ/h]	
<b>Summe</b>	-39.288	[kJ/h]	
	<b>-10,91</b>	<b>[kW]</b>	

<b>Luftbedarf</b>	10382,9	[mol/h]
	<b>300,8</b>	<b>[kg/h]</b>
	<b>233</b>	<b>[ Nm<sup>3</sup>/h ]</b>

Mit einer molaren Aufheizenthalpie von 3,78 kJ/mol benötigt man 233 Nm<sup>3</sup>/h Luft um eine Abkühlung des Abgases auf 150 °C zu erreichen.

Verbindung	MG	Input Gas		Kühlung mit Luft		Output	
		[ mol/h ]	[ kg/h ]	[ mol/h ]	[ kg/h ]	[ mol/h ]	[ kg/h ]
H <sub>2</sub> O	18,02	29812,06	537,21			29812,06	537,21
O <sub>2</sub>	32	614,93	19,68			614,93	19,68
CO <sub>2</sub>	44,01	2950,85	129,87			2950,85	129,87
ZnO	81,39	612,96	49,89			612,96	49,89
CaO	56,08	314,43	17,63			314,43	17,63
K <sub>2</sub> O	94,2	11,77	1,11			11,77	1,11
SO <sub>2</sub>	64	32,46	2,08			32,46	2,08
HF	38	1,86	0,04			1,86	0,04
HCl	70,9	13,63	0,50			13,63	0,50
PbO	223,2	4,76	1,06			4,76	1,06
MgO	40,33	92,78	3,74			92,78	3,74
Na <sub>2</sub> O	61,978	8,05	0,50			8,05	0,50
SiO <sub>2</sub>	60,1	26,44	1,59			26,44	1,59
FeO	71,85	224,76	16,15			224,76	16,15
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	159,7	247,80	39,57			247,80	39,57
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	101,96	3,42	0,35			3,42	0,35
Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	151,989	0,28	0,04			0,28	0,04
Luft	28,966	5357,04	155,17	10382,90	300,75	15739,94	455,92
<b>Summe</b>			<b>976,2</b>		<b>300,8</b>		<b>1276,9</b>
		<b>Gesamt</b>	<b>1276,9</b>				

Abbildung 16: Stoffbilanz Airmix

Der notwendige Luftbedarf zur Abkühlung des Abgases auf 150 °C beträgt 300 kg/h.

Tabelle 17: Gesamtstoffströme Airmix

Airmix			
Strom	Menge	Menge	Menge
[ - ]	[ kg/h ]	[ Nm <sup>3</sup> /h ]	[ Betr.m <sup>3</sup> /h ]
<b>Gas Ein</b>	976,2	868,8	1326,8
<b>Luft</b>	300,8	232,6	
<b>Abgas</b>	1276,9	1101,3	1574,7

## 4.7 Bilanzierung Filter

Entscheidend für die Auslegung des Filters ist der Eingangsvolumenstrom.

Tabelle 18: Zusammensetzung des Eingangstroms in den Filter

<b>G4 - 150 °C</b>				
<b>Stoff</b>	<b>Anteil</b>	<b>Menge</b>	<b>Menge</b>	<b>Menge</b>
<b>[ - ]</b>	<b>[Vol %]</b>	<b>[ kg/h ]</b>	<b>[ Nm<sup>3</sup>/h ]</b>	<b>[ Betr.m<sup>3</sup>/h ]</b>
H <sub>2</sub> O	60,63	537,21	667,79	954,91
O <sub>2</sub>	1,25	19,68	13,77	19,70
CO <sub>2</sub>	6,00	129,87	66,10	94,52
ZnO	0,0008	49,89	0,01	0,01
CaO	0,00048	17,63	0,0052	0,0052
K <sub>2</sub> O	0,00004	1,11	0,0005	0,0005
SO <sub>2</sub>	0,07	2,08	0,73	1,04
HF	0,00	0,04	0,04	0,06
HCl	0,03	0,50	0,31	0,44
PbO	0,00001	1,06	0,0001	0,0001
MgO	0,0001	3,74	0,001	0,001
Na <sub>2</sub> O	0,00002	0,50	0,0002	0,0002
SiO <sub>2</sub>	0,0001	1,59	0,0007	0,0007
FeO	0,0003	16,15	0,003	0,003
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,0007	39,57	0,008	0,008
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,00001	0,35	0,0001	0,0001
Cr <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	0,000001	0,04	0,00001	0,00001
<b>Luft</b>	<b>32,01</b>	<b>455,92</b>	<b>352,58</b>	<b>504,17</b>
<b>Summe</b>	<b>100</b>	<b>1276,9</b>	<b>1101,3</b>	<b>1574,9</b>
		[ kg/h ]	[ Nm <sup>3</sup> /h ]	[ Betr.m <sup>3</sup> /h ]
<b>Gas</b>		<b>1145,3</b>	<b>1101,3</b>	<b>1574,8</b>
<b>Staub</b>		<b>131,6</b>	<b>0,027</b>	<b>0,027</b>
<b>Beladung</b>	<b>83,59</b>	[g/Betr.m <sup>3</sup> ]		
		119,53	[g/Nm <sup>3</sup> ]	

Tabelle 19: Gesamtstoffströme des Filters

<b>Filter</b>			
<b>Strom</b>	<b>Menge</b>	<b>Menge</b>	<b>Menge</b>
<b>[ - ]</b>	<b>[ kg/h ]</b>	<b>[ Nm<sup>3</sup>/h ]</b>	<b>[ Betr.m<sup>3</sup>/h ]</b>
<b>Gas Ein</b>	1276,9	1101,3	1574,7
<b>Zn-Oxid</b>	131,6		
<b>Abgas</b>	1145,3	1101,3	1591,5



Die Auslegung des Filters erfolgt unter Berücksichtigung eines bestehenden Filtersystems. Es soll die notwendige Bestückung des Filters mit Filterschläuchen ermittelt werden (vgl. Kap. 2.5).

Tabelle 20: Bestimmung der spezifischen Filterflächenbelastung

	Min.	Max.
$v_0$	1,8	2,9
$A_n$	1	1
<b>B</b>	0,8	0,8
<b>C</b>	0,8	1,2
<b>D</b>	0,93	0,93
<b>E</b>	0,70	0,70
<b>F</b>	1	1
<b>G</b>	1	0,95
<b>H</b>	0,8	0,8
<b>v</b>	<b>0,60</b>	<b>1,38</b>
$v_{\text{mittel}}$	<b>0,99</b>	$[m^3/m^2 \cdot min]$

$c_{o \text{ max}}$	<b>83,59</b>	$[g/Betr \cdot m^3]$
<b>T</b>	<b>150</b>	$[^\circ C]$
$D = (1,4+0,013 \cdot c_0)/(1+0,02 \cdot c_0)$		
$E = 0,548+23,14/T$		
$v = v_0 \cdot A_n \cdot B \cdot C \cdot D \cdot E \cdot F \cdot G \cdot H$		

Daten für die Koeffizienten aus [4].

Die bestehende Filteranlage ist eine Schlauchfilteranlage 415 FT 4 vom Typ 72.2.10 der Firma Beth (vgl. Abbildung 17). Sie beinhaltet eine Sektion mit 72 Stück Filterschläuchen für die vorgesehenen Abmessungen von 2,4 m Länge und 160 mm Durchmesser.

Technische Daten	
Anzahl der Filterschläuche .....	72 Stück
Anzahl der Filterschläuche pro Sektion .....	72 Stück
Anzahl der Sektionen .....	1 Stück
Filterschläuche 160 mm d, .....	2400 mm lang
Filterschlauch-Qualität .....	Polyester-Nadelfilz
	PE 550
Filterfläche .....	88 m <sup>2</sup>
Filterflächenbelastung .....	1,3 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup>
Betriebstemperatur .....	60 °C
maximal zulässiger Unterdruck .....	5000 Pa
Rohgasstutzen .....	1 Stück
Abmessungen Rohgasstutzen .....	710 x 250 mm
Filtergehäuse-Werkstoff .....	St 37.2
Stützkorb-Werkstoff .....	St 37.2
Ausführung .....	verzinkt

Abbildung 17: Auszug aus den technischen Daten des Filters

Für einen vorhandenen Betriebsvolumenstrom ( $\text{m}^3/\text{h}$ ) und einer jeweiligen Filterfläche ( $\text{m}^2$ ) errechnet sich die spezifische Filterflächenbelastung  $v$  ( $\text{m}^3/\text{m}^2 \text{ min}$ ) aus:

$$v = \frac{\dot{V}_{\text{Betr.}}}{60 \cdot A_{\text{Filter}}} \quad (29)$$

Tabelle 21: Auswahl der Schlauchanzahl

<b>Schlauch</b>		
Durchmesser	0,16	[ m ]
Länge	2,4	[ m ]
Fläche	1,23	[ m <sup>2</sup> ]
<b>Schläuche</b> [ - ]	<b>Fläche</b> [ m <sup>2</sup> ]	<b>Belastung</b> <sub>Betrieb</sub> [ m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> *min ]
72	88,31	0,30
60	73,59	0,36
50	61,32	0,43
40	49,06	0,53
30	36,79	0,71
<b>20</b>	<b>24,53</b>	<b>1,07</b>
15	18,40	1,43
10	12,26	2,14

Bei einer Wahl von 20 Stück Filterschläuchen ergibt sich die erwünschte Filterflächenbelastung von ca.  $1 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ min}$ . Die restlichen Anschlüsse für die übrigen Schläuche sind zu verschließen.

## 4.8 Kamin

Eine überschlägige Berechnung zu den Wärmeverlusten ist den Berechnungen des Filters beigelegt (Anhang C (**Filter**)).

Die voraussichtliche Austrittstemperatur des gereinigten Abgases, bei kontinuierlichem Betrieb mit Auslegungsdaten, beträgt für den ca. 25 m hohen Kamin  $110 \text{ }^\circ\text{C}$ . Zur Durchführung möglicher Grenzwertmessungen muss ein Sauerstoffgehalt des Abgases mit knapp  $8 \text{ \% O}_2$  beachtet werden.

## 4.9 Gesamtbilanz

Es kann nun nach Kenntnis aller Stoff- und Energieströme eine Gesamtbilanz angezeigt werden. Zu den Angaben der Leistungen ist zu bemerken, dass für den Reaktor die umgesetzte Brennstoffleistung angeführt ist und für alle anderen Einheiten die aufzubringende Kühlleistung. Eine Übersicht aller Massen- und Energieströme liefert Abbildung 18. Die Gesamt Massen- und Energieströme stellt Tabelle 22 dar.

	Ströme	Menge	Menge	Menge	Temperatur	Leistung	Leistung <sub>Netto</sub>	Verlust
	[-]	[kg/h]	[Nm <sup>3</sup> /h]	[Betr.m <sup>3</sup> /h]	[°C]	[kW]	[kW]	[kW]
Reaktor	STAUB	300,0			25			
	O <sub>2</sub>	141,8	99,2		25			
	GAS	44,5	61,8		25	269,12	195,12	-74,00
	SCHLACKE	171,6			1800			
	G <sub>1</sub> Reaktor	314,7	203,9	1493,3	1900			
Steigrohr	G1	314,7	203,9		1900 - 1500			-55,85
Konverter	G1 Converter	314,7	203,9	1218,7	1500			
	O <sub>2</sub>	68,9	48,2		25			
	H <sub>2</sub> O	256,3			25	-288,62	-312,62	-24,00
	G2	639,9	523,6	1894,4	800			
Quenche	WASSER	181,1			25			
	D-Luft	155,2	120,0	120,0	25	-144,53	-178,43	-33,90
	G3	976,2	868,8	1327,0	180			
Airmix	Luft	300,8	232,6		25			
	G4	1276,9	1101,3	1574,9	150	-10,91	-11,91	-1
Filter	ZN-OXID	131,6			ca. 130			
	REINGAS	1145,3	1101,3	1591,5	145			-1,9
Kamin	ABGAS	1145,3	1101,3	1391,8	105			-19

	Eingabe		Verluste	Eingabe		Richtwerte
carry over	30	[ % ]	Reaktor	74	[ kW ]	75
Staub	300	[ kg/h ]	Konverter	24	[ kW ]	25
$\lambda_{\text{Konverter}}$	1,4	[ - ]	Quenche	33,9	[ kW ]	30
			Airmix	1	[ kW ]	1

Abbildung 18: Bilanz im Überblick

Tabelle 22: Gesamte Massen- und Energieströme der Anlage

	Massenströme (kg/h)	
	Input	Output
Staub	300	
Gas	44	
Sauerstoff	211	
Wasser	437	
Luft	456	
Abgas		1145
Schlacke		172
Filterstaub		132
Summe	1448	1448

	Energiströme (kW)	
	Input	Output
Gas	682	
Staub	11	
Abgas		399
Schlacke		80
Filterstaub		3
Verluste		210
Summe	692	692

Zur Veranschaulichung ist diese Tabelle in den beiden folgenden Abbildungen dargestellt.

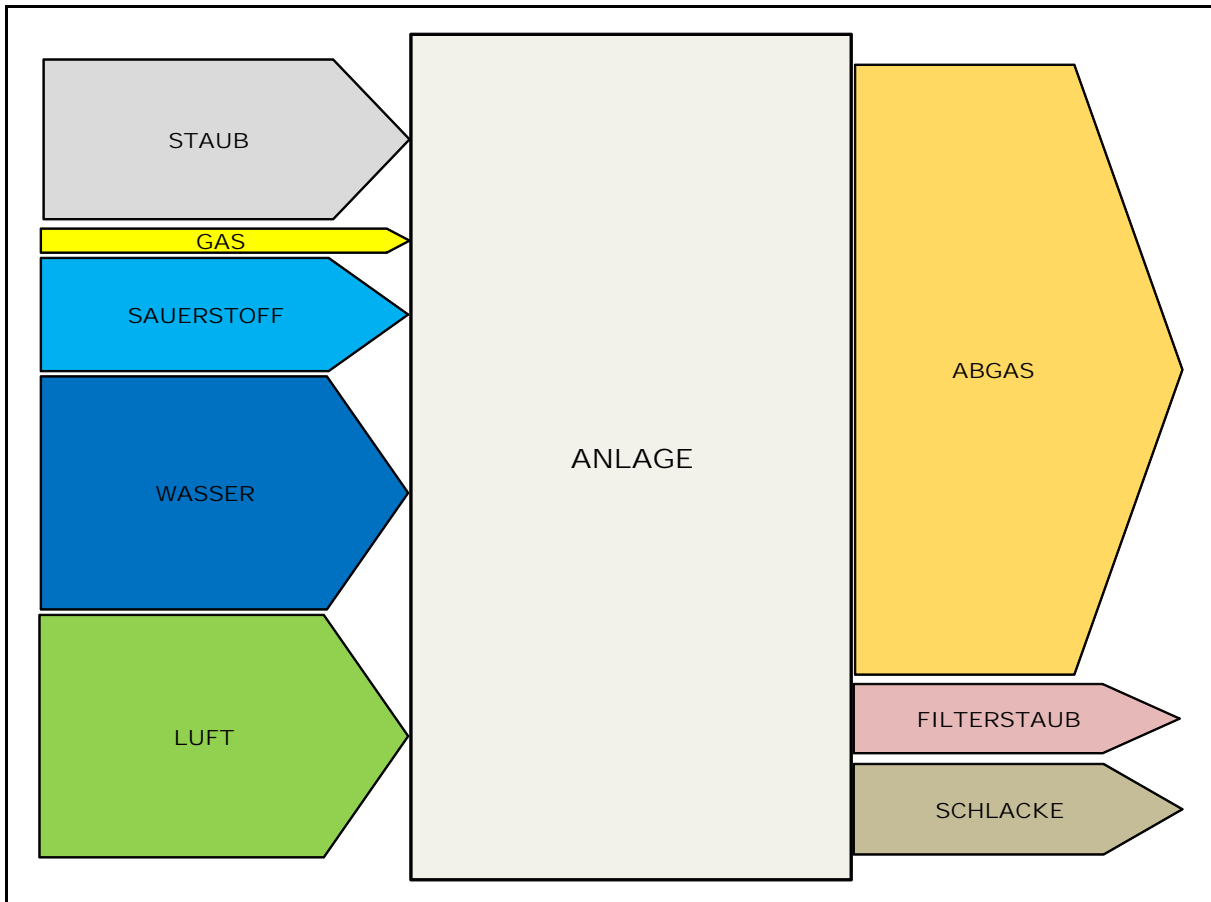


Abbildung 19: Gesamtmassenströme der Anlage

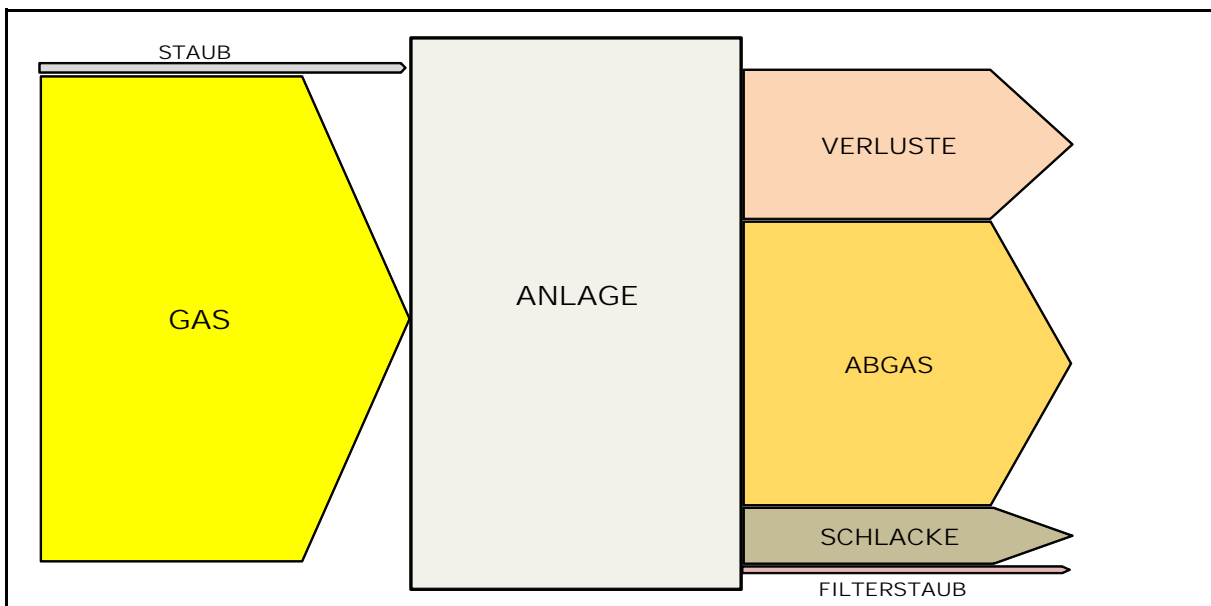


Abbildung 20: Gesamtenergieströme der Anlage

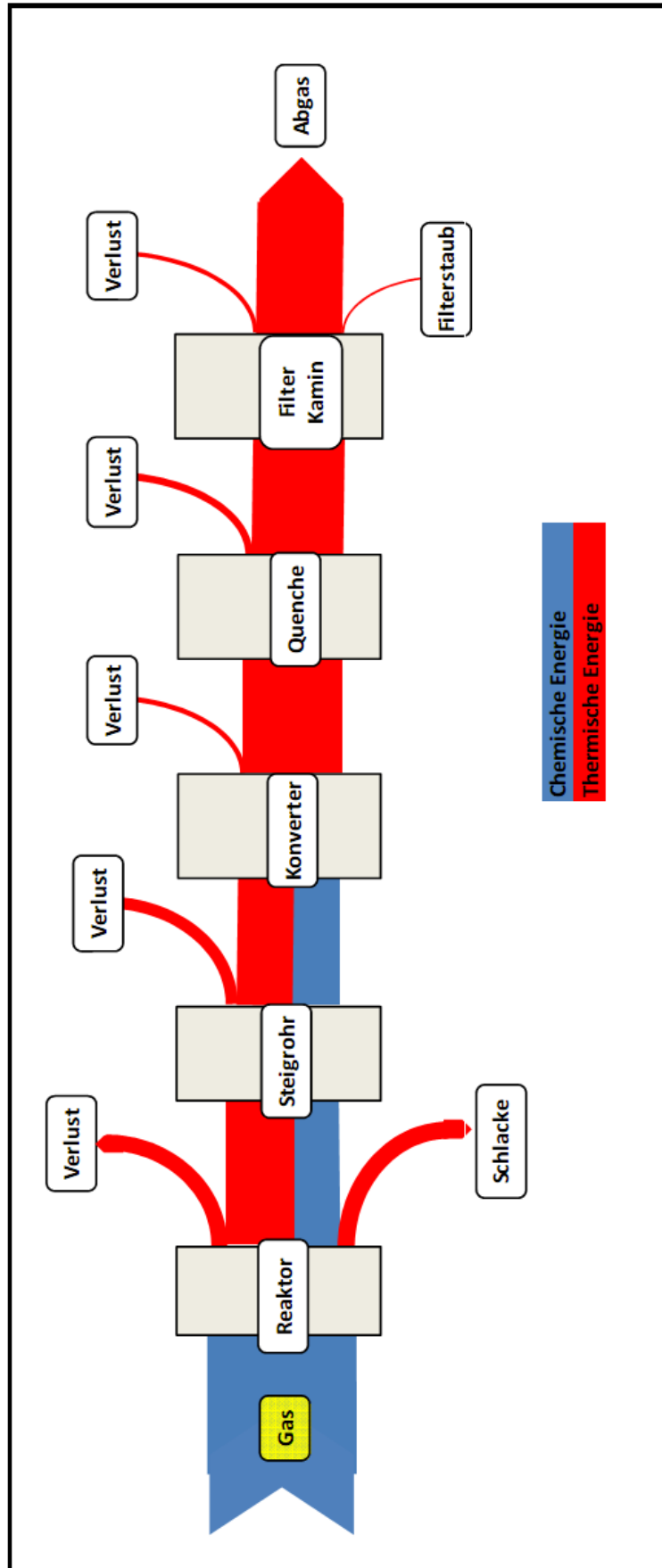


Abbildung 21: Sankey- Diagramm der Energieströme

Die folgenden 4 Tabellen zeigen im Überblick die wichtigsten Gasströme.

Tabelle 23: Abgasstrom des Reaktors

	<b>G1 - 1900 °C</b>		
	[ kg/h ]	[ Nm <sup>3</sup> /h ]	[ Betr.m <sup>3</sup> /h ]
<b>Gas</b>	<b>241,2</b>	<b>203,9</b>	<b>1493,3</b>
<b>Staub</b>	<b>73,5</b>	<b>0,016</b>	<b>0,016</b>
<b>Beladung</b>			
	<b>49,2</b>	[g/Betr.m <sup>3</sup> ]	
	360,7	[g/Nm <sup>3</sup> ]	

Tabelle 24: Abgasstrom des Konverters

	<b>G2 - 800 °C</b>		
	[ kg/h ]	[ Nm <sup>3</sup> /h ]	[ Betr.m <sup>3</sup> /h ]
<b>Gas</b>	<b>508,2</b>	<b>523,6</b>	<b>1894,4</b>
<b>Staub</b>	<b>131,6</b>	<b>0,027</b>	<b>0,027</b>
<b>Beladung</b>			
	<b>69,5</b>	[g/Betr.m <sup>3</sup> ]	
	251,4	[g/Nm <sup>3</sup> ]	

Tabelle 25: Abgasstrom der Quenche

	<b>G3 - 180 °C</b>		
	[ kg/h ]	[ Nm <sup>3</sup> /h ]	[ Betr.m <sup>3</sup> /h ]
<b>Gas</b>	<b>844,5</b>	<b>868,7</b>	<b>1327,0</b>
<b>Staub</b>	<b>131,6</b>	<b>0,027</b>	<b>0,027</b>
<b>Beladung</b>			
	<b>99,2</b>	[g/Betr.m <sup>3</sup> ]	
	151,5	[g/Nm <sup>3</sup> ]	

Tabelle 26: Abgasstrom des Kamins

<b>Abgas - 105 °C</b>				
<b>Stoff</b>	<b>Anteil</b>	<b>Menge</b>	<b>Menge</b>	<b>Menge</b>
[ - ]	[Vol %]	[ kg/h ]	[ Nm <sup>3</sup> /h ]	[ Betr.m <sup>3</sup> /h ]
<b>H<sub>2</sub>O</b>	60,64	537,21	667,79	843,95
<b>O<sub>2</sub></b>	1,25	19,68	13,77	17,41
<b>CO<sub>2</sub></b>	6,00	129,87	66,10	83,54
<b>SO<sub>2</sub></b>	0,07	2,08	0,73	0,92
<b>HF</b>	0,004	0,04	0,04	0,05
<b>HCl</b>	0,03	0,50	0,31	0,39
<b>Luft</b>	32,01	455,92	352,58	445,59
<b>Summe</b>	100	<b>1145,3</b>	1101,3	<b>1391,8</b>

Aus den angenommenen Reaktionen und den gewählten Betriebsbedingungen errechnen sich folgende Zusammensetzungen der beiden Produktströme:

Tabelle 27: Zusammensetzung "Produktstrom Filterstaub"

<b>ZN - OXID</b>		
<b>Stoff</b>	<b>Menge</b>	<b>Anteil</b>
[ - ]	[ kg/h ]	[Gew %]
<b>ZnO</b>	49,89	37,90
<b>CaO</b>	17,63	13,40
<b>K<sub>2</sub>O</b>	1,11	0,84
<b>PbO</b>	1,06	0,81
<b>MgO</b>	3,74	2,84
<b>Na<sub>2</sub>O</b>	0,50	0,38
<b>SiO<sub>2</sub></b>	1,59	1,21
<b>FeO</b>	16,15	12,27
<b>Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub></b>	39,57	30,06
<b>Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub></b>	0,35	0,27
<b>Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub></b>	0,04	0,03
<b>Summe</b>	<b>131,6</b>	<b>100</b>

Tabelle 28: Zusammensetzung "Produktstrom Schlacke"

<b>Schlacke</b>		
<b>Stoff</b>	<b>Menge</b>	<b>Anteil</b>
[ - ]	[ kg/h ]	[Gew %]
<b>CaO</b>	41,02	23,91
<b>MgO</b>	8,73	5,09
<b>Na<sub>2</sub>O</b>	1,16	0,68
<b>SiO<sub>2</sub></b>	3,71	2,16
<b>ZnO</b>	0,71	0,41
<b>Fe<sub>met.</sub></b>	36,92	21,52
<b>FeO</b>	37,68	21,96
<b>Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub></b>	39,56	23,06
<b>Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub></b>	0,81	0,47
<b>Cr<sub>2</sub>O<sub>3</sub></b>	0,10	0,06
<b>C</b>	1,15	0,67
<b>Summe</b>	<b>171,6</b>	<b>100</b>

Die reale Zusammensetzung der Schlacke wird sich in Bezug auf die Eisenverbindungen sicherlich von dieser unterscheiden. Oxidation mit Luftsauerstoff beim Abstich und Instabilität des FeO bei tieferen Temperaturen sind nur zwei Faktoren die Einfluss auf die Zusammensetzung haben.

## 4.10 Verweilzeit und Reaktionszeit

Aufgrund der Betriebsvolumenströme und der Abmessungen der Units ergeben sich folgende Verweilzeiten:

Tabelle 29: Überblick der Verweilzeiten

Verweilzeit (s)	
Reaktor	5,7
Steigrohr	2,4
Konverter	0,7
Quenche	2,3
Airmix-Filter	0,6

Die jeweiligen Beschleunigungen und Verzögerungen der Gasgeschwindigkeiten wurden berücksichtigt. Dies ergibt eine Gesamtdurchsatzzeit von knapp 12 Sekunden.

### Überlegungen zur notwendigen Verweilzeit im Reaktor:

Die Korngröße des Staubes beträgt maximal 20  $\mu\text{m}$  wobei, mehr als die Hälfte des Volumendurchgangs kleiner als 1  $\mu\text{m}$  ist.

Eine mit etwas abgeänderten Einstellparametern gerechnete Aufheizgeschwindigkeit, nach einem zur Verfügung gestellten Excel-Blattes [9], ergibt folgende, in Abbildung 22 dargestellten, Aufheizzeiten für die jeweiligen Partikeldurchmesser.

Tabelle 30: Einstellparameter für die Berechnung der Aufheizzeit des Staubes

Wärmeleitfähigkeit	$\lambda$	W/mK	10
Wärmeübergangskoeffizient	$\alpha$	W/m <sup>2</sup> K	200
Dichte	$\rho$	kg/m <sup>3</sup>	5300
Wärmekapazität	$c_p$	J/kgK	1000
Anfangstemperatur	$t_a$	°C	20
Brennraumtemperatur	$t_b$	°C	1900

Die Rechnung liefert für die angenommenen Daten folgende Aufheizverläufe für verschiedene Partikeldurchmesser:



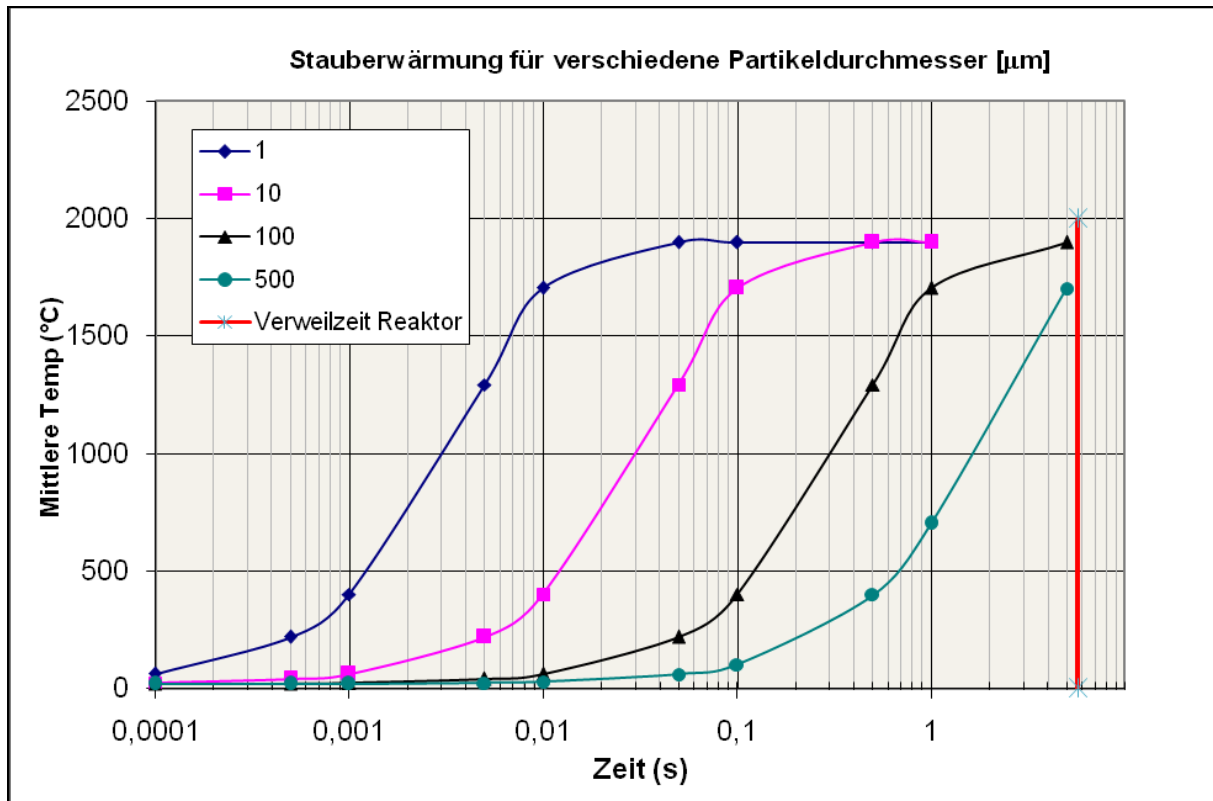


Abbildung 22: Erwärmungszeit des Staubes abhängig vom Partikeldurchmesser

Ist das Staubpartikel auf Temperatur gebracht, kann die Reduktionsreaktion beginnen.

Eine Angabe der Geschwindigkeitskonstante für Reduktion von ZnO mittels Wasserstoff, bezogen auf die vorhandene Wasserstoffmenge, findet sich unter [10].

Verwendet man diese Geschwindigkeitskonstante für die Reduktionsreaktion im Reaktor, so kann man zu einer mittleren Reaktionszeit gelangen (vgl. 2.4).

Mit dieser Annahme ergibt sich, für einen Umsatz des vorhandenen Wasserstoffs von 0,9, eine Verweilzeit von 2,3 Sekunden (Abbildung 23).

$t_R$  ... Verweilzeit im idealen Rohrreaktor für einen Umsatz des Wasserstoffes von 0,9

$t_{RR}$  ... Verweilzeit im idealen Rohrreaktor für Konzentrationen der Bilanz

$t_{KRK}$  ... Verweilzeit im idealen kontinuierlichen Rührkessel für Konzentrationen der Bilanz

$$\begin{aligned}
 R &:= 8.314 & H &:= \frac{1}{22.4 \cdot 10^3} \\
 T &:= 2073 & k &:= 4.9 \cdot 10^4 \cdot e^{-\frac{13900}{(R \cdot T)}} \\
 & & k &= 2.187 \times 10^4 \\
 k1 &:= k \cdot H & k1 &= 0.977 \\
 t_R &:= \frac{1}{k1} \cdot \left( \int_0^{0.9} \frac{1}{1-U} dU \right) & & \text{über Umsatz mittels idealen RR} \\
 & & t_R &= 2.358
 \end{aligned}$$

Abbildung 23: Abschätzung der Reduktionszeit über Umsatz des Wasserstoffs

Über vorhandene Konzentrationen, die sich bei reiner Wasserstoffreduktion ergeben würden, lässt sich für einen idealen Rohrreaktor und kontinuierlichen Rührkessel eine Verweilzeit ansetzen (der Umsatz ergibt sich aus der Restkonzentration des Wasserstoffs im Abgas).

$$\begin{aligned}
 c_e &:= 5.83 \cdot 10^{-7} & c_a &:= 1.43 \cdot 10^{-7} & U &:= 1 - \frac{c_a}{c_e} \\
 & & & & U &= 0.755 \\
 t_{RR} &:= \int_{c_e}^{c_a} \frac{1}{-k1 \cdot c} dc & t_{RR} &= 1.439 \\
 & & & & & \text{über vorhandene Konzentrationen} \\
 t_{KRK} &:= \frac{c_e \cdot U}{k1 \cdot c_a} & t_{KRK} &= 3.151
 \end{aligned}$$

Abbildung 24: Abschätzung der Reduktionszeit über Konzentrationen

Im schlechtesten Fall würde eine Reduktion des Zinkoxides ca. 3 Sekunden benötigen. In Realität aber wirken viele andere Mechanismen zusammen und beschleunigen die Reduktion. Weiteres muss aber auch die unvollständige Verbrennung des Erdgases ablaufen um das gewünschte Reduktionsgas bereitzustellen.

Nach zahlreichen Überlegungen entschloss man sich zu einem Reaktorvolumen von  $2 \text{ m}^3$ . Bei Vollast wird somit eine Verweilzeit von mindestens 5 Sekunden sichergestellt.

Die schematische Darstellung der wichtigsten Abmessungen der Anlage für die Bilanzierung aus [11]:

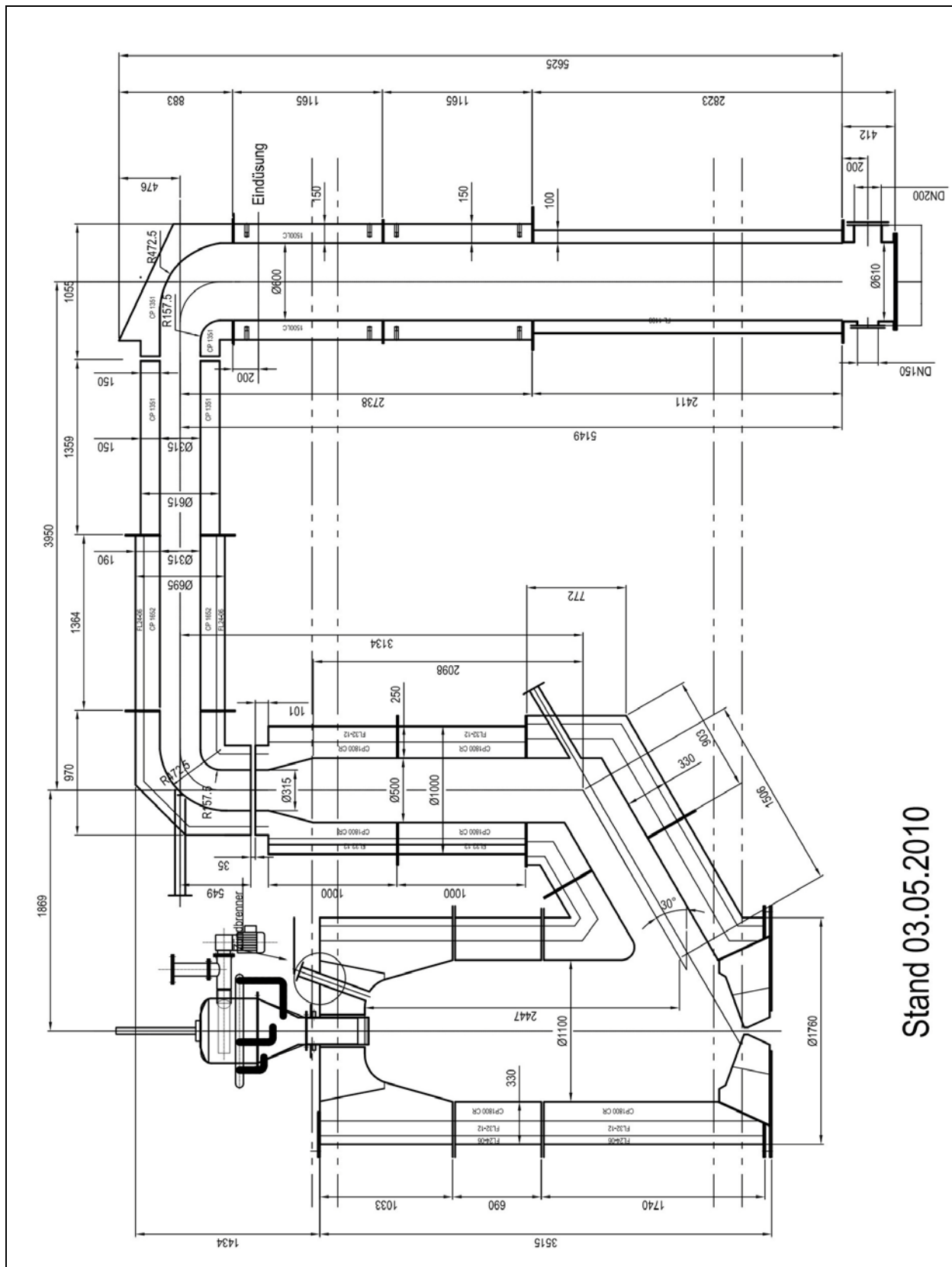


Abbildung 25: Systematischer Aufbau der Anlage

## 4.11 Grenzen der Bilanz

Die Bilanzierung der Anlage wurde unter genannten Annahmen für einen bestimmten Betriebszustand gerechnet (vgl.4.1). Jedoch ist die Zufuhr der Staubmenge variabel (siehe Abbildung 18). Da jedoch ein Zusammenhang zwischen Durchsätzen und Wärmeverlusten besteht, sind diesem Parameter Grenzen gesetzt. Vernünftige Ergebnisse zeigen Rechnungen innerhalb einer Staubmenge von 50 – 400 kg/h. Die Variation des carry-over zeigt keine größeren Einschränkungen. Auch der Lambdawert der Nachverbrennung kann höhere Werte annehmen, sofern er über 1 bleibt.

Änderungen der Grundeinstellungen, wie z.B. Reaktortemperatur oder verschiedene Reduktionsatmosphären im Reaktor, sind hier nicht vorgesehen, da so gut wie alle Parameter für eine Berechnung von diesen abhängig sind. Ein Ansatz zu einer möglichen Abhilfe dieser Einschränkung liefert die in Kap. 7 beschriebene variable Bilanz.

## 5 Weiterführende Berechnungen

Da während der Bilanzierung auch die Dimensionierung der Units im Vordergrund stand, ergaben sich folgende Überlegungen.

### 5.1 Überschlägige Kontrolle der Transportbedingungen

Um den Betrieb der Anlage aufrecht zu erhalten muss ein Abtransport des Produktes ZnO sichergestellt sein. Auch die Annahme eines Fehlaustrages von 30% des Einsatzstaubes darf zu keiner Beeinträchtigung des Prozesses führen. Die Konstruktion des Übergangs "Steigrohr- Konverter" und aller folgenden Units soll so ausgelegt sein, dass jedes eingebrachte Partikel auch weiterhin abtransportiert werden kann. Unterschieden wird auch, ob es sich um ein carry- over- oder ZnO- Partikel handelt. Daraus ergeben sich jeweilige, voneinander abhängige Grenzabmessungen der Einheiten. Da die Dimensionierung der Units eine Auswirkung auf die Wärmeverluste und somit die Betriebsmengen zeigt, wird diese Überlegung in die Bilanzierung eingebaut.

Verwendet wird dafür ein Excel- Blatt zur Berechnung von Reaktorpartikelgröße und Geschwindigkeit von Miguel Larocca [12].

	<i>Determining Particle Velocity</i>	<i>Determining Particle Diameter</i>
<b>Adimensional Constants</b>	$K = d_p (g \rho_p \rho_f / \mu^2)^{1/3}$	$W = \rho (v^3 / g \rho_p \mu)^{0.5}$
<b>Stoke's Regime</b>	$v = g d_p^2 \rho_p / 18 \mu$ $K < 3.3$	$d_p = (18 v \mu / g \rho_p)^{0.5}$ $W < 0.471$
<b>Intermediate Regime</b>	$v = 0.153 g^{0.71} d_p^{1.14} \rho_p^{0.71} / \mu^{0.43} \rho^{0.29}$ $43.6 > K > 3.3$	$d_p = \{ v \mu^{0.43} \rho^{0.29} / 0.153 (g \rho_p)^{0.71} \}^{1/1.14}$ $38.9 > W > 0.471$
<b>Newton's Regime</b>	$v = 1.74 (g d_p \rho_p / \rho)^{0.5}$ $K > 43.6$	$d_p = v^2 \rho / g \rho_p 1.74^2$ $W > 38.9$

Abbildung 26: Formelapparat der Berechnungen

	<b>Eingabe</b>		<b>Grenzkorn</b>		
	Austrittsrohr		x		
	d [mm]	v [m/s]	[mm]		
Steigrohr ein	500	2,11	235		Stoke's Law
Steigrohr aus	500	1,72	194		Stoke's Law
Abgas Konverter	315	6,75	513		Intermediate Range
Abgas Quenche	220	9,70	637		Intermediate Range
Abgas Airmix	220	11,51	785		Intermediate Range

Abbildung 27: Kontrolle des Grenzkorndurchmessers

## 5.2 Druckverlustrechnung für die Gebläseauswahl

Im Zuge der Nachrechnung des Pneumatischen Transportes ergab sich die Möglichkeit der Berechnung des Druckverlustes über die gesamte Abgasstrecke (siehe Anhang H (**Pneumatischer Transport**)). Ein geeignetes Saugzuggebläse muss den Innendruck des Reaktors leicht unter Umgebungsdruck halten, um ein mögliches Austreten des Reaktionsgases zu verhindern. Zum Beispiel nach einem Abstich oder infolge eines Lecks könnte sonst ein sehr heißes brennbares Gasgemisch austreten. Bei Kontakt mit Luftsauerstoff würde eine sofortige Verbrennung die Folge sein.

Die Ergebnisse zeigen die Druckverluste der einzelnen Units die bei einem carry- over von 30% auftreten.

Tabelle 31: Aufteilung des Druckverlustes

<b>Unterdruck Reaktor</b>	
<b>5</b>	[mbar]
<b>Gebläse <math>\Delta p</math></b>	
<b>28</b>	[mbar]
<b>Druckabnahme [mbar]</b>	
<b>Reaktor</b>	0,02
<b>Steigrohr</b>	0,17
<b>Konverter</b>	0,06
<b>Quenche</b>	-0,2
<b>Airmix</b>	2,53
<b>Filter</b>	20,42
<b>Kamin</b>	-1,09

Der Druckunterschied im Filter errechnet sich aus der Differenz des Gebläseunterdrucks und allen übrigen Verlusten mit Bereitstellung des Reaktorunterdrucks. Da die Quenche vertikal nach unten durchströmt wird, zeigt sie einen geringen Beitrag zur Gebläseleistung. Auch der Kamin zeichnet sich durch eine Zugleistung aus.

Zum Pneumatischen Transport ist zu bemerken, dass für den Bereich "Quenchenausgang bis Eintritt Filter" die Bedingungen für den Abtransport des anfallenden Produktes und eines möglichen carry- over erfüllt sind. Lediglich im Konverter wird die sedimentationskritische Geschwindigkeit für horizontalen Transport nicht ganz erreicht. Für den Eingangsbereich erreicht sie knapp 72 % und im Ausgangsbereich knapp 96 % der kritischen Geschwindigkeit. Das heißt jedoch, dass ein im Konverter entstehendes Produkt auf jeden Fall ausgetragen wird.

Die sedimentationskritische Geschwindigkeit für horizontalen Transport stellt eine Grenzgröße dar. In Bereichen unter dieser Geschwindigkeit bewegen sich die Partikel entlang der Unterseite des Konverters in Form von Bulken. Der Weitertransport erfolgt nun in anderer Form aber er kann auf jeden Fall angenommen werden.

### 5.3 Kondensationsproblematik im Filter

Da der Filter für die Größenordnung des Abgasstromes zu groß ist könnte die ermittelte Tautemperatur des Abgases im Filter unterschritten werden.

Partialdruck H <sub>2</sub> O	
[mbar]	606,4

Mittels des Partialdruckes des Wassers im Abgasstrom von ca. 0,6 bar ergibt sich mit Hilfe folgender Abbildung ein überschlägiger Taupunkt von etwa 87 °C.

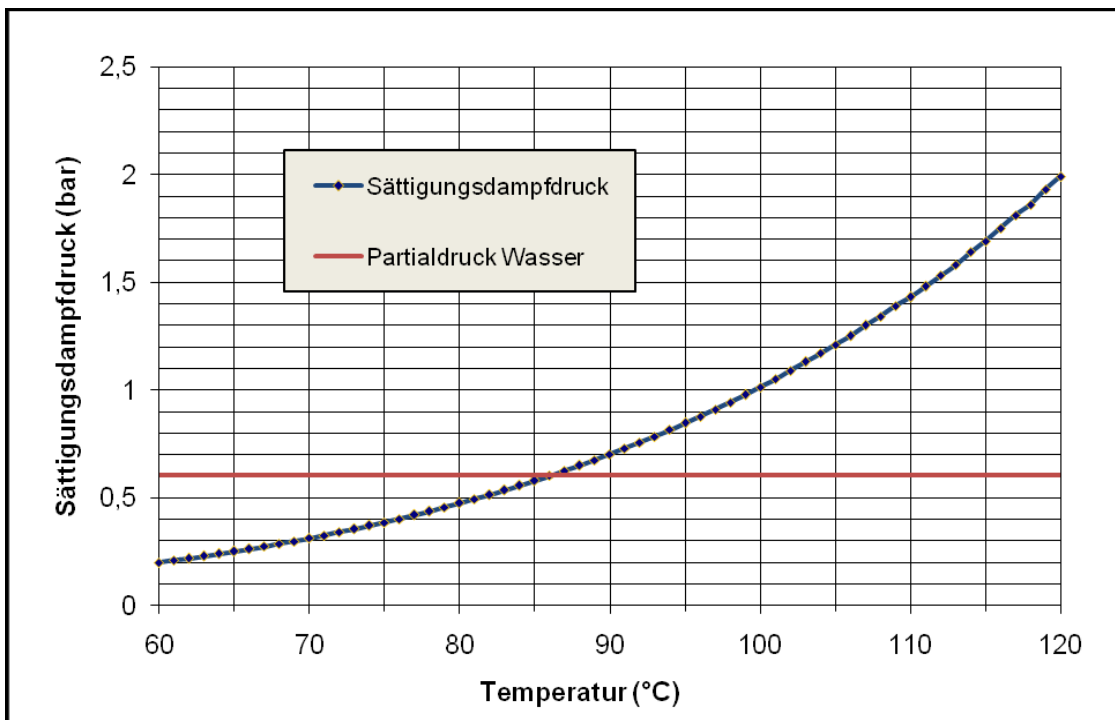


Abbildung 28: Abschätzung des Taupunktes für den Abgasstrom

Es muss also verhindert werden, dass der Abgasstrom im Filter zu kondensieren beginnt. Gerade an den Wänden könnten Wärmeübergänge auftreten, die eine zu geringe Wandtemperatur zur Folge hätten. Die Lösung dieses Problems erfolgt einerseits durch die Senkung der Tautemperatur des Abgases (Luftzufuhr durch Airmix), sowie durch eine Isolierung des Filtergehäuses. Der dadurch geringere Wärmedurchgang schließt nun eine Kondensation des Abgases im Filter aus. Die errechnete Wandtemperatur an der Filterinnenseite beträgt ca. 140 °C (vgl. Anhang C (**Filter**)).

## 6 Berechnungen zur Kühlwirtschaft

Im folgenden Abschnitt werden die Berechnungen der Wärmedurchgänge und der jeweiligen Kühlwassermengen angeführt und erläutert.

### 6.1 Berechnung der Wärmeverluste der Anlage

Die Berechnung der Wärmeverluste der Anlage stellt einen prozesstechnisch sehr relevanten Faktor dar. Diese Wärmeverluste wirken sich auf die Mengen der Betriebsmittel und folglich auch auf die Betriebsströme aus.

#### 6.1.1 Allgemeines

Die Berechnung der Wärmedurchgänge erfolgt in zwei Schritten. Zuerst wird der innere Wärmeübergang ermittelt. Der innere Wärmeübergangskoeffizient setzt sich aus einem konvektiven Anteil und einem Strahlungsanteil zusammen. Der konvektive Wärmeübergangskoeffizient kann aus der Bilanz (Blatt „Ergebnisse“) entnommen werden. Durch Annahme der Wandtemperatur findet sich ein äquivalenter Strahlungsübergangskoeffizient. Aus der Summe dieser beiden Übergangskoeffizienten kann im zweiten Schritt ein Wärmedurchgang angesetzt werden. Nach einigen Iterationsvorgängen stellt sich eine Wandtemperatur ein, die den Strahlungs- und Gesamtwärmedurchgang beschreiben kann. Vereinfacht wird dies durch ein äquivalentes rohrförmiges Modell mit gleicher Innenoberfläche.

Der Absorptionsgrad der Wand wird mit 0,9 angenommen. Da für diese Berechnung die Wandtemperatur angenommen werden muss, wird eine iterative Vorgehensweise mit kombinierter Berechnung des Wärmedurchgangs angesetzt.

Der dafür notwendige Übergangskoeffizient errechnet sich aus der Summe eines Konvektions- und des Strahlungskoeffizienten.

$$\alpha_{ges} = \alpha_{Konvektion} + \alpha_{Strahlung} \quad (30)$$

Der Wärmedurchgang für ein mehr-schichtiges Rohr ergibt sich aus [13]:

$$\dot{Q} = \frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot (T_{Gas} - T_{Luft})}{\frac{1}{r_{innen} \cdot \alpha_{innen}} + \frac{1}{\lambda_1} \cdot \ln\left(\frac{r_1}{r_{innen}}\right) + \dots + \frac{1}{\lambda_n} \cdot \ln\left(\frac{r_{aussen}}{r_{n-1}}\right) + \frac{1}{r_{aussen} \cdot \alpha_{aussen}}} \quad (31)$$

Nach einigen Iterationsvorgängen stellt sich eine Wandtemperatur ein, die beide Bedingungen erfüllt. Die Summe aus Strahlungs- und Konvektionswärmeübergang entspricht nun auch dem Gesamtwärmedurchgang.



## 6.1.2 Wärmeverluste des Reaktors

Eine genaue Ermittlung des Strahlungsanteiles erweist sich als schwierig, da sich geringe Veränderungen der Parameter (z.B. reduzierender oder oxidierender Betrieb) stark auf die Gasstrahlung auswirken. Es ist hier zu bemerken, dass auch eine maximale Wandtemperatur (knapp unter Gastemperatur) nur eine Erhöhung des Wärmedurchgangs um max. 13% bewirken würde. Um den Strahlungsanteil abzuschätzen, wird folgende Variante gerechnet:

### Vergleichsmodellabmessungen:

Reaktorinnenabmessung für Strahlung: Durchmesser = 1,1 m , Höhe = 3 m

Reaktorinnenabmessung für Durchgang: Durchmesser = 1,1 m , Höhe = 3,55 m

Die Ermittlung des Gasemissionskoeffizienten erfolgt nach den Formeln in Abbildung 4.

Das Ergebnis der Strahlungsübertragung für den Reaktor, welches die Wärmedurchgangsbedingung erfüllt, ist in folgender Tabelle dargestellt.

Tabelle 32: Wärmedurchgang Reaktor (Ermittlung des Strahlungsanteils)

		[ K ]	[ °C ]	
$\Delta T$	$T_1$	2173	<b>1900</b>	
<b>106</b>	$T_2$	2067	1794	
	$\varepsilon_1$	<b>0,0149</b>	Gas	
	$\varepsilon_2$	<b>0,9</b>	Wand	
$\varepsilon_{gw}$	0,015		$\varepsilon_w$	0,0134
$\varepsilon_{wg}$	0,013		$\varepsilon_{\infty}$	0,98
			$\sigma$	5,67E-08
$Q_{\text{Strahlung}}$	61,7 kW		$F_w$	12,27
$\alpha_{\text{Strahlung}}$	<b>47,4</b>		$\alpha_{\text{konv}}$	<b>2,26</b>
$Q_{\text{Ges}}$	<b>64,6 kW</b>		$\alpha_{\text{gesamt}}$	<b>49,7</b>

Analog erfolgt die Ermittlung der Wärmedurchgänge der weiteren Anlagenteile, wobei die jeweiligen Emissionskoeffizienten für die dementsprechenden Gaszusammensetzungen zu ermitteln sind. Es wurde der Wärmedurchgang für den Auslegungszustand (1900°C und Lambda 0,8) gerechnet.

### 6.1.3 Ergebnisse der Wärmeverlustrechnung für die Anlage

Die Berechnungen der Wärmedurchgänge befinden sich im Anhang B (**Wärmedurchgang**). Die Ergebnisse sind in folgenden Tabellen aufgelistet:

Tabelle 33: Konvektive Übergangskoeffizienten

	$\alpha_{\text{konv}}$	°C
Reaktor	2,2	1900
Steigrohr	3,9	1700
Konverter <sub>lam</sub>	6,7	1500
Konverter <sub>turb</sub>	20	800
Quenche 1	11	800
Quenche 2	11	400

Tabelle 34: Wärmedurchgangsströme der Anlage

Reaktor		Wurzelkühlung (aufgeteilt)		
Mantel	64,6 kW	Kühlmantel	3,0	kW
Kopfkühlung	8,1 kW	Fläche Reaktor	0,34	m <sup>2</sup>
Kühlmantel	1,3 kW	Fläche Steigrohr	0,42	m <sup>2</sup>
Summe	74,0 kW	Konverter	24,0 kW	
		Quenche	33,9 kW	
Steigrohr		Airmix	1,0 kW	
Mantel	54,9 kW	Filter	1,9 kW	
Kühlmantel	1,7 kW	Kamin	19,0 kW	
Summe	56,6 kW			
Gewählt	55,9 kW			
Gesamtwärmeabfuhr		210 kW		

Tabelle 35: Aufteilung der inneren Wärmeübergänge

	Innerer Wärmeübergang		Mittlere Temperatur	
	Strahlung	Konvektion	Gas	Wand
Reaktor	61,7 kW	2,9 kW	1900 °C	1794 °C
Steigrohr	52,9 kW	1,5 kW	1700 °C	1645 °C
Konverter Teil 1	14,4 kW	0,9 kW	1500 °C	1433 °C
Konverter Teil 2	5,9 kW	2,8 kW	800 °C	728 °C
Quenche Teil 1	20,5 kW	6,8 kW	800 °C	677 °C
Quenche Teil 2	3,5 kW	3,1 kW	400 °C	345 °C

## 6.2 Konvektive Kühlung der Anlage

Eine Grundvoraussetzung des stationären Wärmedurchgangs ist die äußere Abfuhr der durchdringenden Wärmeenergiemenge.

Durch Ermittlung der Nusselt- Zahl kann man auf den lokalen Wärmeübergangskoeffizienten schließen.

Die Definition der Nusselt- Zahl ist:

$$Nu = \frac{\alpha \cdot L}{\lambda} \quad (32)$$

Bei freier Konvektion ergibt sich eine Beziehung von:

$$Nu = Nu(Gr, Pr) \quad (33)$$

Diese Beziehung hat für vertikale und horizontale Zylinder verschiedene Faktoren.

Die Grashof- und Prandtl- Zahlen sind wie folgt definiert:

$$Gr = \frac{\rho^2 \cdot g \cdot \beta \cdot (T_{Wand} - T_{Gas}) \cdot L^3}{\eta^2} \quad (34)$$

$$Pr = \frac{\eta \cdot cp}{\lambda} \quad (35)$$

$\beta$  ... Wärmeausdehnungskoeffizient

$\lambda$  ... Wärmeleitfähigkeit

$L$  ... Charakteristische Länge

Die Berechnungen zu der Wärmeabfuhr durch freie Konvektion wird nach [13] ausgeführt und befinden sich im Anhang B (**Wärmedurchgang**).

Die Ergebnisse zeigen, dass die Abfuhr der Wärme durch freie Konvektion alleine nicht ausreicht, um die vorgeschriebene Wandtemperatur zu halten.

Es kann somit davon ausgegangen werden, dass ein Emissionskoeffizient an der Außenhülle von 0,8 erforderlich ist, um den Wärmedurchgang zu gewährleisten und somit keine Temperaturüberschreitungen an der Außenhülle der Anlage zu riskieren. Eine weitere Variante wäre auch eine konvektive Kühlung mittels Gebläse mit einer mittleren Luftgeschwindigkeit von ca. 3 m/s.

### 6.3 Wurzelkühlung Reaktor- Steigrohr

Im Zuge der Planung des Überganges “Reaktor- Steigrohr“ kam es zu einer notwendigen Kühlung der äußeren Teilflächen, um die Grenztemperaturen in diesem Bereich nicht zu überschreiten, da die Strahlungswärme nicht ungehindert abtransportiert werden kann.

(Abbildungen aus [11])

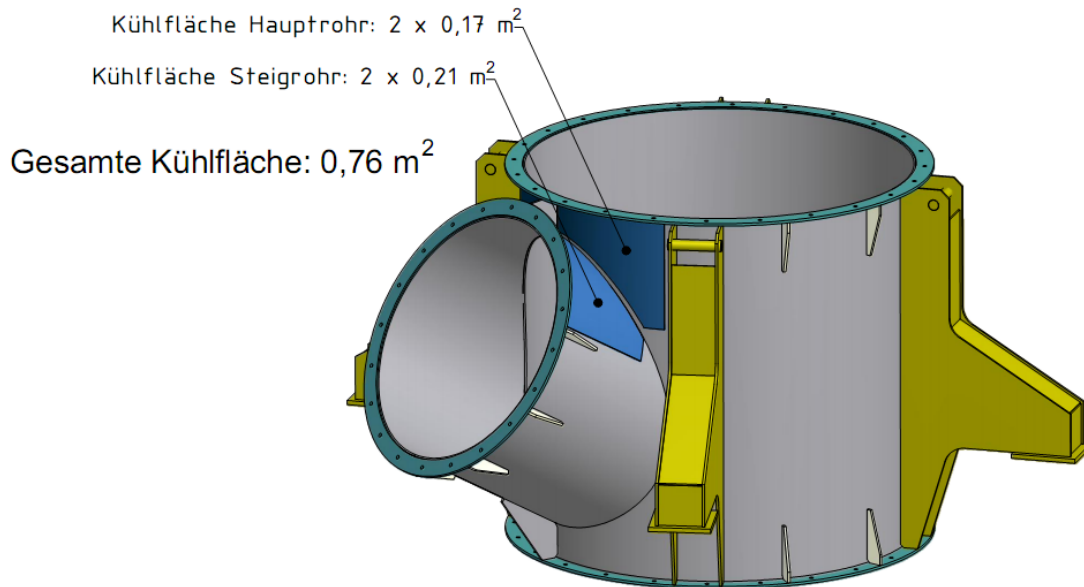


Abbildung 29: Wurzelkühlflächen des Übergangs Reaktor- Steigrohr

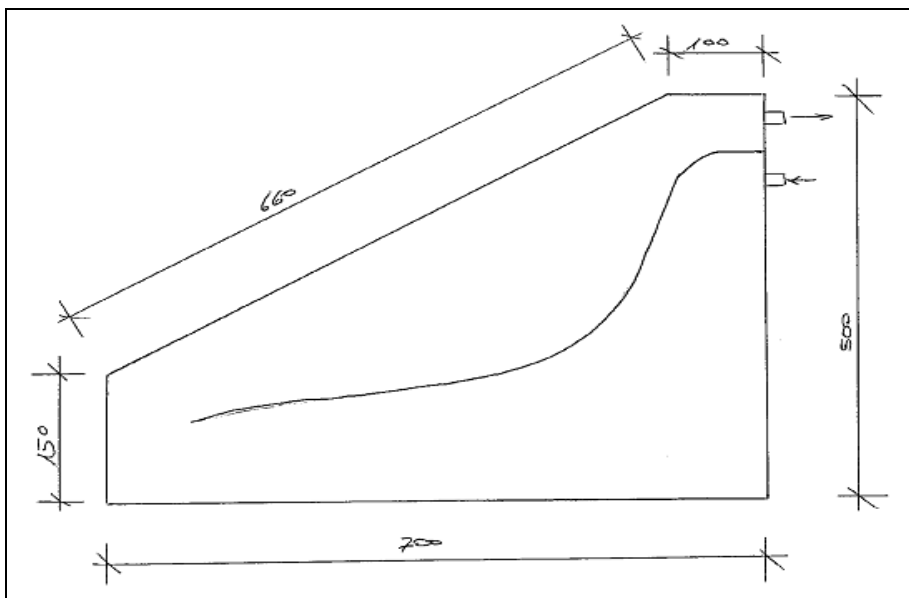


Abbildung 30: Innere Aufteilung der Wasserführung

Die Berechnung erfolgt für eine Wärmeübertragung im ebenen Spalt [14] und ist im Anhang D (**Wurzelkühlung**) angeführt.

Die errechnete Kühlwassermenge beträgt mindestens 190 kg/h.

## 6.4 Reaktorkopfkühlung

Der Eintragsteil des Reaktorkopfes, bestehend aus Stahl, ragt in den Reaktorraum hinein und ist daher über die vorgesehenen Kühlflächen mit Wasser zu kühlen. Schematisch ist dieser Eintragsteil des Reaktorkopfes wie folgt aufgebaut.

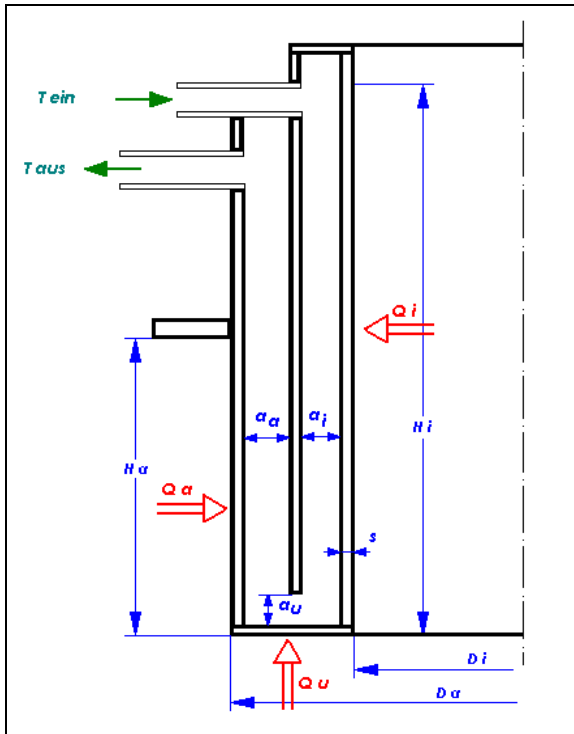


Abbildung 31: Aufbau und Abmessungen des Reaktorkopfes

Das Kühlwasser wird entlang des inneren Ringspaltes zugeführt und nach Durchlauf des äußeren Spaltes dem Kühlerrücklauf zugeleitet.

An der Oberfläche des zu kühlenden Teiles befinden sich drei Flächen welche verschiedene Wärmezufuhr erfahren.

Für die Innenzylinderwand wird ein Wärmeübergang angesetzt, da sich in diesem Teil die Brennerlanze befindet.

Ein konduktiver Wärmetransport kann für die äußere Zylinderwand verwendet werden. Dieser Teil ist in Kontakt mit der Feuerfest- Auskleidung.

Schließlich kann die untere Ringfläche mittels einer Wärmestrahlung angesetzt werden. Bei dieser Fläche zeigt sich die größte Wärmestromdichte. Der wirksame Emissionskoeffizient für das Gas wird hier sicherheitshalber mit 0,12 angenommen.

Die Berechnung, nach [14] ausgeführt, befindet sich im Anhang E (**Reaktorkopfkühlung**) und ergibt einen Kühlwasserbedarf von rund 1100 kg/h.

## 6.5 Kühlung Pyrometerschauglas

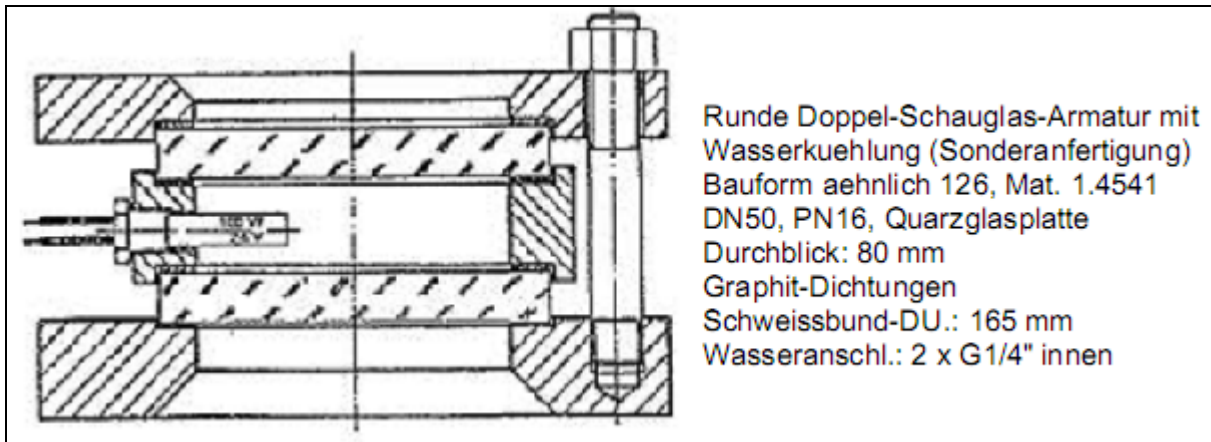


Abbildung 32: Aufbau des Pyrometerschauglases

Für die Auslegung der Kühlwassermenge gilt es die zulässige Wärmeleitung durch das Glas zu ermitteln, da aufgrund der Grenztemperatur des Glases von 600 °C der Wärmetransport limitiert ist. An der Innenseite wird das Wasser zusätzlich durch die Wärmestrahlung erwärmt und die innere Wärmeabfuhr muss ebenfalls sichergestellt werden. Die Kühlung bedarf einer Wassermenge von 143,5 kg/h (Anhang F (**Pyrometerschauglas**)).

## 6.6 Kühlung Stützbrenner

Die Berechnung der Kühlwassermenge errechnet sich analog der Reaktorkopfkühlung und befindet sich im Anhang G (**Stützbrennerkühlung**). Die errechnete Wassermenge beträgt rund 34 kg/h.

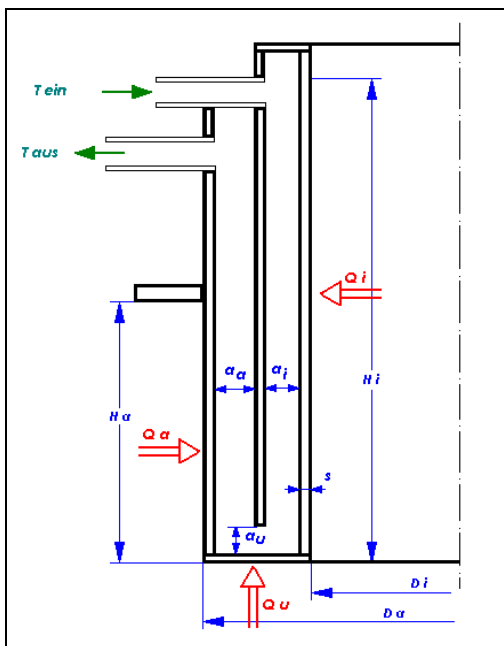


Abbildung 33: Schematischer Aufbau des Stützbrenners

## 7 Variable Bilanzierung

Im Zuge der Erstinbetriebnahme der Flash- Reaktor- Anlage stellte sich die Aufgabe einer Bilanzierung für verschiedene Betriebsparameter. Es sollten auch oxidierende Bedingungen und geringere Reaktortemperaturen vorherrschen. Vor allem zum Ausheizen der feuerfesten Ausmauerung sollten bestimmte Temperaturen erreicht und gehalten werden.

Für Einstellungen verschiedener Staubdurchsätze, unterschiedlicher Temperaturen und sich ändernden reduzierenden Bedingungen im Zuge weiterer Kampagnen sollte diese Bilanzierung überschlägige Richtwerte für Gas-, Sauerstoff- und Wasserbedarf geben.

### 7.1 Aufbau der variablen Bilanz

Der Aufbau der variablen Bilanzierung gleicht systematisch der Bilanz. Inhaltlich unterscheidet sie sich durch angenommene Vereinfachungen und interpolierten Daten.

Zu bemerken ist, dass die Reduktionsumsätze für ZnO und C mit 100 % angesetzt werden. Hieraus ergeben sich etwas höhere Betriebsmengen, die aber zur Sicherheit immer etwas größer sind, als real zu erwarten. Dafür wurde auf eine Verbrennungsrechnung des carry-over im Konverter verzichtet.

Begonnen wird mit einer vereinfachten Annahme der Staubzusammensetzung. Für die Zusammensetzung des Staubes werden nur die wichtigsten Mengen betrachtet.

Tabelle 36: Überschlägige Staubzusammensetzung

Eingabe der wichtigsten Stoffgrößen			
Verbindung	Anteil <sub>Analyse</sub>	Anteil	MG
	[Gew %]	[Gew %]	[ g/mol ]
CaO	19,03	19,92	56,08
MgO	4,05	4,24	40,33
SiO <sub>2</sub>	1,72	1,80	60,10
ZnO	16,43	17,20	81,39
Fe <sub>met.</sub>	16,5	17,27	55,85
FeO	17,48	18,30	71,85
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	19,24	20,15	159,70
C	1,07	1,12	12,01
<b>Summe</b>	95,527	100	

Korrekturfaktor	1,047
-----------------	-------

Die Eisenanteile ergeben sich aus der Aufteilung in Oxide (siehe Tabelle 37 und Seite 26).

Tabelle 37: Aufteilung des Eisens

Anteil Staub	[ % ]
<b>Fe<sub>ges</sub></b>	<b>43,55</b>
<b>Fe<sub>met</sub></b>	<b>16,5</b>
<b>Fe II</b>	<b>13,59</b>
Fe <sub>rest</sub>	13,460
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	19,244

Aufgrund der Temperaturabhängigkeit der cp- Werte macht es Sinn die gesamten Aufheizenergien zu interpolieren. Dies erfolgt für einen Bereich zwischen 1200 und 1800 °C. Abhängig von der Temperatur lässt sich nun die erforderliche Aufheizenergie für die jeweiligen Komponenten ermitteln (Daten jeweils aus [8]).

Tabelle 38: Linearisierung der Aufheizenergien

Aufheizenergien von 20°C auf Temperatur (kJ/mol)								
	CaO	MgO	SiO <sub>2</sub>	ZnO	Fe <sub>met</sub>	FeO	Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	C
<b>1200</b>	59,19	57,58	81,18	59,32	44,75	67,80	166,98	32,61
<b>1300</b>	64,50	62,93	88,47	64,93	48,43	74,12	181,37	37,47
<b>1400</b>	69,85	68,33	95,80	70,64	53,08	104,69	195,84	42,65
<b>1500</b>	75,27	73,76	103,16	76,42	57,13	111,51	210,39	48,16
<b>1600</b>	80,75	79,25	110,55	82,29	75,33	118,33	226,15	54
<b>1700</b>	86,29	84,79	117,96	88,26	79,93	125,24	242,65	60,17
<b>1800</b>	91,90	90,38	135,84	94,31	84,53	131,96	259,15	66,66
<b>t<sub>x</sub></b>	<b>0,05</b>	<b>0,05</b>	<b>0,09</b>	<b>0,06</b>	<b>0,07</b>	<b>0,11</b>	<b>0,15</b>	<b>0,06</b>
<b>H<sub>0</sub></b>	<b>-6,48</b>	<b>-8,22</b>	<b>-35,21</b>	<b>-11,02</b>	<b>-30,75</b>	<b>-52,76</b>	<b>-19,64</b>	<b>-36,80</b>

Die notwendigen Aufheizenergien für die jeweiligen Stoffe errechnen sich somit aus:

$$\Delta H_i = H_{0,i} + t_{x,i} \cdot T \quad (36)$$

$\Delta H_i$  ... Aufheizenergie der Komponente i

$H_{0,i}$  ... Basiswert der Komponente i aus Tabelle

$t_{x,i}$  ... Steigungsfaktor der Komponente i

$T$  ... Zieltemperatur des Aufheizvorgangs



Die zur Verfügung stehende Verbrennungsenergie für Methan ist von der Verbrennungstemperatur und Lambda abhängig (Tabelle 39).

Tabelle 39: Abhängigkeit der Verbrennungsenthalpie

Verbrennungsenergie abhängig von Temperatur und Lambda [ kJ/mol ]							
Lambda	Temperatur [ °C ]					t <sub>x</sub>	T <sub>0</sub>
	1500	1600	1700	1800	1900		
0,7	313,9	299,9	285,9	271,8	257,6	-0,141	525
0,75	361,2	346,9	332,5	318,0	303,4	-0,145	578
0,8	408,8	394,1	379,3	364,4	349,4	-0,148	631
0,85	456,6	441,6	426,5	411,2	395,8	-0,152	685
0,9	504,7	489,4	473,9	458,2	442,3	-0,156	739
0,95	553,1	537,4	521,6	505,4	488,2	-0,162	797
1	599,9	582,2	563,3	542,6	519,7	-0,201	901
I <sub>x</sub>	953	941	925	903	874		
L <sub>0</sub>	-353	-359	-361	-360	-354		
<b>H(T,L)= a +b*T + c*L</b>				a	-101,1446		
				b	-0,152		
				c	924,6		

Die Verbrennungsenthalpie, abhängig von Temperatur und Lambda, errechnet sich aus:

$$H_{(T,\lambda)} = a + b \cdot T + c \cdot \lambda \quad (37)$$

$H_{(T,\lambda)}$  ... Verbrennungsenthalpie abhängig von Temperatur und Lambda

$a$  ... Basiswert für Enthalpie

$b, c$  ... Steigungsfaktoren für Temperatur und Lambda

Die Variierung der Gaszusammensetzung zeigt eine sehr geringe Temperaturabhängigkeit für den angegebenen Bereich (1500°C bis 1900°C). Daher wird der Einfluss der Temperatur für die Berechnung vernachlässigt.

Tabelle 40: Linearisierte Gaszusammensetzung

Gaszusammensetzung [%]				
Lambda	H <sub>2</sub>	CO	H <sub>2</sub> O	CO <sub>2</sub>
0,70	18,85	21,15	47,82	12,18
0,75	14,78	18,55	51,88	14,78
0,80	11,08	15,58	55,58	17,75
0,85	7,76	12,24	58,91	21,09
0,90	4,82	8,52	61,85	24,82
0,95	2,24	4,43	64,42	28,90
1,00	0,25	0,54	66,42	32,79
<b>l<sub>x</sub></b>	<b>-62,25</b>	<b>-69,38</b>	<b>62,25</b>	<b>69,38</b>
<b>v<sub>0</sub></b>	<b>61,45</b>	<b>70,55</b>	<b>5,21</b>	<b>-37,21</b>

$$v_{i(\lambda)} = v_{0,i} + l_{x,i} \cdot \lambda \quad (38)$$

$v_{i(\lambda)}$  ... Volumsanteil der Komponente i abhängig von Lambda

$v_{0,i}$  ... Basiswert für den Volumsanteil

$l_{x,i}$  ... Steigungsfaktor für den Volumsanteil

Auch die aufzubringende Reduktionsenthalpie hängt von der Temperatur der Reduktion ab.

Tabelle 41: Temperaturabhängigkeit der Reduktionsenthalpie

Reduktionsenthalpie [kJ/mol] abhängig von Temperatur			
Temp. [°C]	H <sub>2</sub> -Red. für ZnO	CO-Red. für ZnO	CO <sub>2</sub> + C = 2CO
1200	215,78	185,32	165,45
1300	213,75	184,10	164,26
1400	211,71	182,82	163,04
1500	209,63	181,47	161,81
1600	207,52	180,05	160,55
1700	205,36	178,56	159,28
1800	203,15	177,00	157,98
<b>tx</b>	<b>-0,021</b>	<b>-0,014</b>	<b>-0,012</b>
<b>H0</b>	<b>241,03</b>	<b>201,95</b>	<b>180,38</b>
<b>H(T) = H0 + tx * T</b>			

$$H_{i(T)} = H_{0,i} + t_{x,i} \cdot T \quad (39)$$

$H_{i(T)}$  ... Reduktionsenthalpie der Komponente i abhängig von der Temperatur

$H_{0,i}$  ... Basiswert für die Reduktionsenthalpie

$t_{x,i}$  ... Steigungsfaktor der Komponente i

Die Temperatur der Stoffströme zeigt eine Auswirkung auf die Wärmeverluste. Auf einen Einfluss der Stoffstrommenge wird hier verzichtet. Hauptsächlich bezieht sich die Interpolation auf die Wärmeverluste des Reaktors.

Tabelle 42: Berechnung der Wärmeverluste bei verschiedenen Temperaturen

Verluste [ kW ]					
	Temperatur [°C]				
	1900	1800	1700	1600	1500
Reaktor	74,08	70,92	67,76	64,60	61,44
Steigrohr	45,38	42,45	39,52	36,59	33,66
Konverter	20,00	20,00	20,00	20,00	20,00
Quenche	30,00	30,00	30,00	30,00	30,00
	$V_0$	$t_x$	bei Temp.	1900	
Reaktor	14,04	0,0316		74,08	
Steigrohr	-10,29	0,0293		45,38	
Konverter	20	0		20	
Quenche	30	0		30	

$$V_{i(T)} = V_{0,i} + t_{x,i} \cdot T \quad (40)$$

$V_{i(T)}$  ... Wärmeverluste der Unit i abhängig von der Temperatur

$V_{0,i}$  ... Basiswert für Wärmeverluste

$t_{x,i}$  ... Steigungsfaktor der Verluste für die Komponente i

Folgende Abbildung zeigt die Eingabe- und Ergebnisfelder der überschlägigen Berechnung für eine variable Bilanzierung der Anlage:

Überschlägige Bilanz für Versuche																																						
<b>Reaktor</b>		<b>Grenzen</b>																																				
Temperatur	1900 °C	1500-1900																																				
Lambda	0,8	<small>max. 1 mit Staub 0,7, - 0,9</small>																																				
Staubdurchsatz kg/h	300	<small>mind. 50, max. 400</small>																																				
Carry Over	30%																																					
<b>Converter</b>																																						
Lambda	1,4	<small>mind. 1</small>																																				
<table border="1" style="margin: 5px auto; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="background-color: #d9ead3; padding: 5px;"><b>Eingabefelder</b></td> </tr> <tr> <td style="background-color: #fcf8e3; padding: 5px;"><b>Ergebnisfelder</b></td> </tr> </table>			<b>Eingabefelder</b>	<b>Ergebnisfelder</b>																																		
<b>Eingabefelder</b>																																						
<b>Ergebnisfelder</b>																																						
<table border="1" style="margin: 5px auto; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th colspan="3" style="text-align: center;">REAKTOR</th> </tr> <tr> <td></td> <td style="text-align: center;">(kg/h)</td> <td style="text-align: center;">(Nm<sup>3</sup>/h)</td> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td style="text-align: center;">Gasbedarf</td> <td style="text-align: center;">47,5</td> <td style="text-align: center;">66,1</td> </tr> <tr> <td style="text-align: center;">O<sub>2</sub> - Bedarf</td> <td style="text-align: center;">151,5</td> <td style="text-align: center;">106,0</td> </tr> <tr> <th colspan="3" style="text-align: center;">KONVERTER</th> </tr> <tr> <td></td> <td style="text-align: center;">(kg/h)</td> <td style="text-align: center;">(Nm<sup>3</sup>/h)</td> </tr> <tr> <td style="text-align: center;">O<sub>2</sub> - Bedarf</td> <td style="text-align: center;">65,6</td> <td style="text-align: center;">45,9</td> </tr> <tr> <td style="text-align: center;">Wasserbedarf</td> <td style="text-align: center;">285,3</td> <td></td> </tr> <tr> <th colspan="3" style="text-align: center;">QUENCHE</th> </tr> <tr> <td></td> <td style="text-align: center;">(kg/h)</td> <td style="text-align: center;">(Nm<sup>3</sup>/h)</td> </tr> <tr> <td style="text-align: center;">Wasserbedarf</td> <td style="text-align: center;">200,8</td> <td></td> </tr> <tr> <td style="text-align: center;">Luftbedarf</td> <td style="text-align: center;">155,2</td> <td style="text-align: center;">120</td> </tr> </tbody> </table>			REAKTOR				(kg/h)	(Nm <sup>3</sup> /h)	Gasbedarf	47,5	66,1	O <sub>2</sub> - Bedarf	151,5	106,0	KONVERTER				(kg/h)	(Nm <sup>3</sup> /h)	O <sub>2</sub> - Bedarf	65,6	45,9	Wasserbedarf	285,3		QUENCHE				(kg/h)	(Nm <sup>3</sup> /h)	Wasserbedarf	200,8		Luftbedarf	155,2	120
REAKTOR																																						
	(kg/h)	(Nm <sup>3</sup> /h)																																				
Gasbedarf	47,5	66,1																																				
O <sub>2</sub> - Bedarf	151,5	106,0																																				
KONVERTER																																						
	(kg/h)	(Nm <sup>3</sup> /h)																																				
O <sub>2</sub> - Bedarf	65,6	45,9																																				
Wasserbedarf	285,3																																					
QUENCHE																																						
	(kg/h)	(Nm <sup>3</sup> /h)																																				
Wasserbedarf	200,8																																					
Luftbedarf	155,2	120																																				

Abbildung 34: Ergebnisse der überschlägigen Bilanzierung

Die errechneten Daten sollen als Richtwerte dienen, um eine Abschätzung der auftretenden Massenströme zu erhalten.

## 7.2 Vergleich der Bilanzen

Zur Überprüfung wird das Ergebnis der Überschlagsbilanz dem der Bilanzierung gegenübergestellt. Für die angenommenen Auslegungsdaten lässt sich nun ein Vergleich unter den beiden Bilanzen darstellen. In Abbildung 35 ist ein geringer Unterschied der beiden Ergebnisse sichtbar. Sehr gut erkennt man den Mehrbedarf an Kühlwasser aufgrund der höheren Erdgasmenge. Um eine bessere Aussage zu bekommen, bezieht man alle Mengen auf die eingesetzte Erdgasmenge:

Tabelle 43: Spezifische Stoffströme

	Überschlag	Bilanz
	kg/kg Gas	kg/kg Gas
<b>O<sub>2</sub>-Reaktor</b>	3,2	3,2
<b>O<sub>2</sub>-Konverter</b>	1,4	1,5
<b>Wasser-Konverter</b>	6,0	5,8
<b>Wasser-Quenche</b>	4,2	4,1

Die Unterschiede ergeben sich aus den verschiedenen Annahmen und sind wie folgt zu begründen:

Der Sauerstoffbedarf des Konverters unterscheidet sich, da bei der variablen Bilanzierung keine Verbrennung des carry-over vorgesehen ist. Da jedoch im Reaktor ein vollständiger Umsatz des Kohlenstoffs (Boudouard- Reaktion) angenommen wird, muss eine Verbrennung des entstandenen CO sichergestellt werden. Daher ist der Unterschied des Sauerstoffbedarfs gering. Die freiwerdende Verbrennungsenergie ist jedoch höher. Somit muss die größere Kühlleistung durch eine vermehrte Wasserzufuhr erreicht werden. Der folglich größer werdende Massendurchsatz führt somit auch zu einer Erhöhung der Kühlleistung in der Quenche.

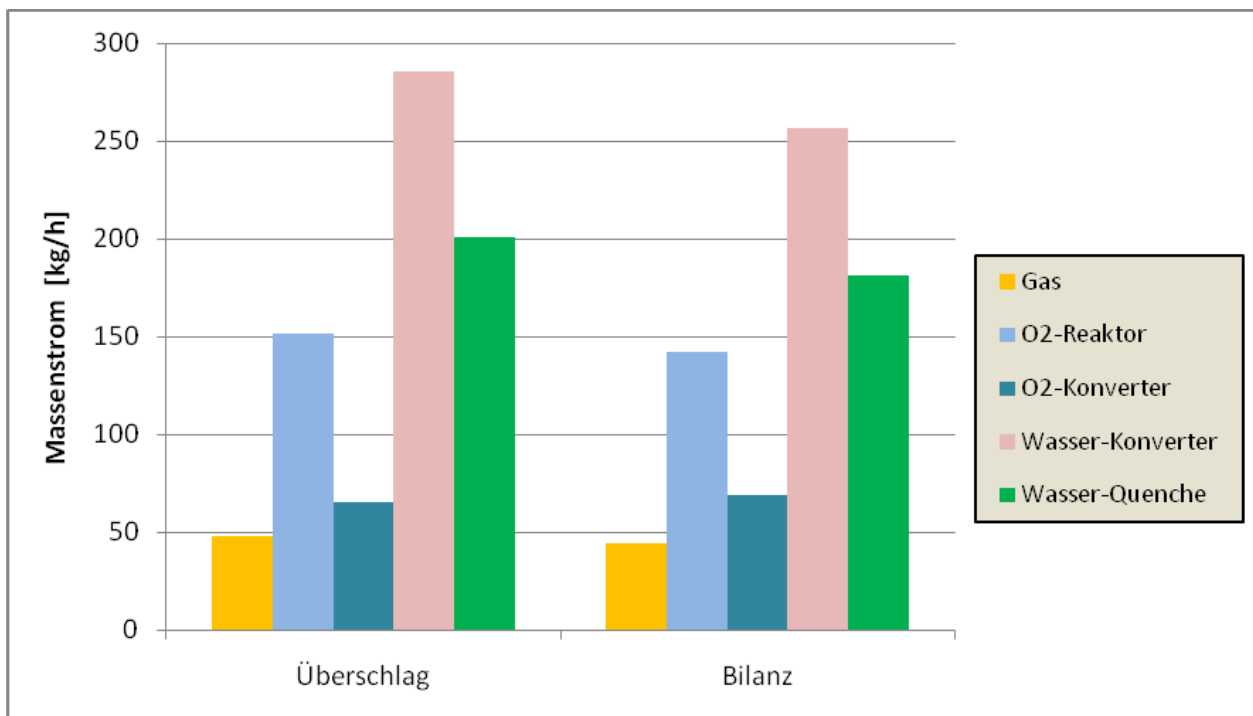


Abbildung 35: Vergleich der Ergebnisse der Bilanzen

### 7.3 Mögliche Einstellung

Es ist nun auch möglich andere Rahmenparameter für den Reaktor anzunehmen. Ein mögliches Ergebnis zeigt sich in Abbildung 36 (vgl. auch Kapitel 8).

Gewählt wird eine Reaktorinnentemperatur von 1600 °C, welche mittels einer unterstöchiometrischen Verbrennung von Erdgas bei einem Lambda von 0,9 erreicht wird.

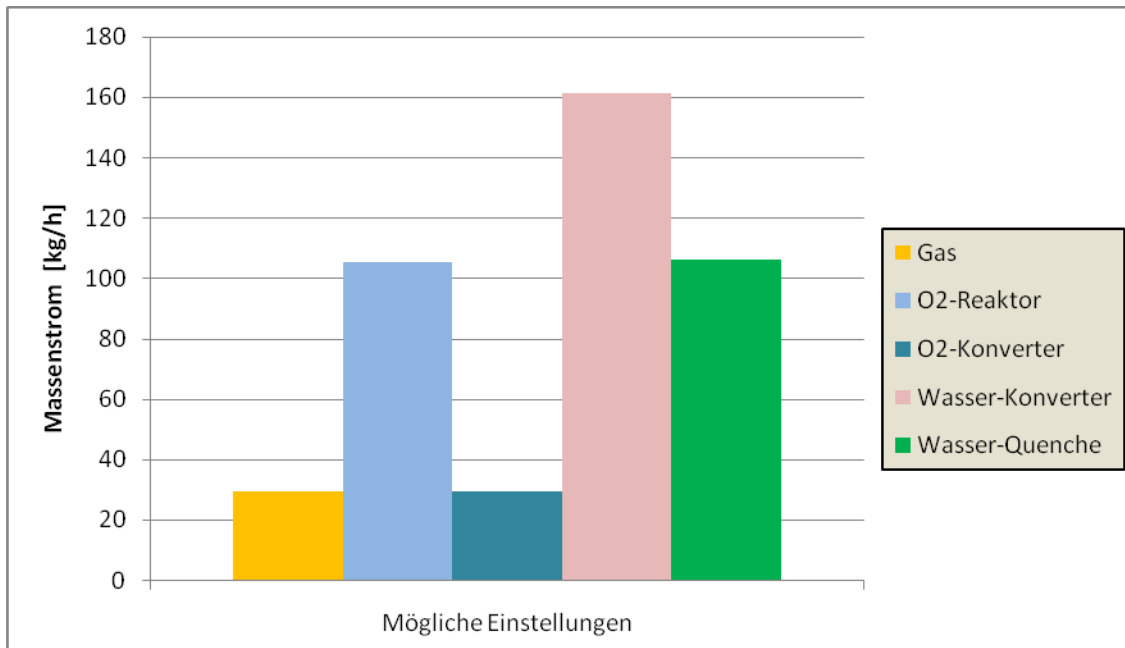


Abbildung 36: Betriebsbedarf für mögliche Einstellung (1600 °C und Lambda = 0,9)

## 7.4 Auswirkung der Einstellungen

Unterschiedliche Einstellungen der Reaktorbedingungen wirken sich auf die gesamte Anlage aus. Eine sehr entscheidende Auswirkung auf unterschiedliche Reaktorbedingungen zeigt der Konverter. Bei stärker werdenden reduzierenden Bedingungen im Reaktor, und damit sinkendem Lambda, müssen größere Mengen an Reduktionsgasen in der Nachverbrennung umgesetzt werden. Nicht nur der Sauerstoffbedarf, sondern auch die notwendige Kühlwassermenge steigt enorm an. Eine Abhängigkeit der Kühlleistung des Konverters lässt sich wie folgt darstellen:

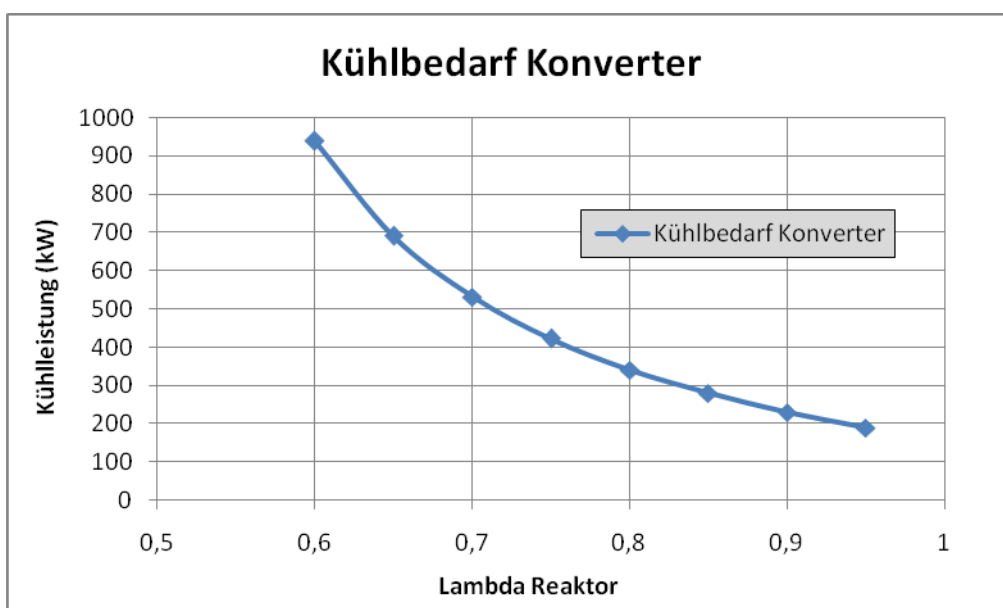


Abbildung 37: Kühlleistung des Konverters abhängig von Lambda im Reaktor

Bedingt durch größere Betriebsmengen verringert sich die Verweilzeit im Konverter. Die Auswirkung auf die Nachverbrennung wird immer entscheidender, da im Konverter bei größer werdender Verbrennungsleistung die Verweilzeit sinkt.

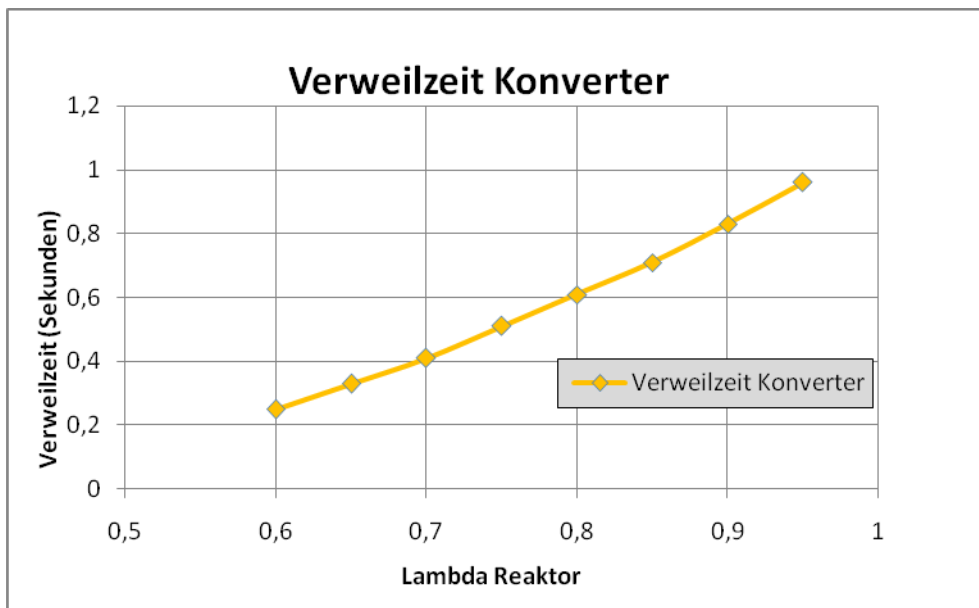


Abbildung 38: Verweilzeit Konverter abhängig von Lambda im Reaktor

## 8 Schlussfolgerung und Ausblick

Im Laufe der Arbeit wurden die Abläufe des Prozesses theoretisch erarbeitet und beschrieben. Durch das Betrachten der einzelnen Vorgänge innerhalb des Gesamtprozesses wurden teilweise sehr viele Fragestellungen aufgeworfen. Eine exakte Beschreibung der Abläufe im Reaktor erscheint aus theoretischer Sicht sehr komplex. Daraus ergaben sich zwangsläufige Annahmen, um ein Weiterschreiten der Bilanzierung zu ermöglichen. Die Auslegung der Abgasstrecke erfolgte für diese angenommenen Abläufe und wurde größtenteils nur durch vorhandene Räumlichkeiten, und damit bautechnischen Einschränkungen, beeinträchtigt. Die Ermittlung der realen Reaktionsabläufe im Reaktor stellt sicherlich eine Herausforderung dar. Mittels Versuchen und deren Auswertungen sollte jedoch eine Beschreibung sicherlich möglich sein.

Ein Ansatz wäre den Reaktor mittels nur knapp unterstöchiometrischer Bedingung zu betreiben, da die Boudouard- Reaktion, bei einem Kohlenstoffanteil von ca. 1 Gew. %, schon ausreichen könnte, den CO- Anteil sicherzustellen, der für den halben Umsatz der ZnO-Reduktion notwendig ist. Weiters kann man davon ausgehen, dass ZnO auch von anderen Stoffen im Staub reduziert wird. Ein Anheben des Sauerstoffunterschusses auf ein Lambda von 0,9 und ein Absenken der Reaktorinnentemperatur auf ca. 1600 °C könnte auch zur vollständigen Reduktion des ZnO führen (vgl. Abbildung 36).

Die Reduktion mittels Wasserstoff kann vergleichsweise schneller ablaufen. Der Hauptanteil der Reduktion wird daher sicherlich mittels Wasserstoff abgedeckt. CO ist aber im Überschuss vorhanden und stellt hier eine Art Sicherstellung der Gesamtreduktion dar, wenn der Wasserstoff verbraucht ist (vgl. Tabelle 6).

Versuche mit diesen Einstellungen könnten zu Resultaten und Erkenntnissen führen, die den Energiebedarf der Anlage, ohne Einbußen der Produktqualität, senken können.



## 9 Verzeichnisse

### 9.1 Literatur

- [1] Wolfbauer, Otto: Verfahrenstechnik V Reaktionstechnik. Skriptum, TU Graz, 2005.
- [2] Lehrstuhl für Metallurgie: Eisen- und Stahlerzeugung. Theoretische Grundlagen. Reduktionsprozesse. Skriptum, Montanuniversität Leoben, 2005.
- [3] Joos, Franz: Technische Verbrennung. Wiesbaden, Springer-Verlag Berlin Heidelberg, 2006.
- [4] Siebenhofer, Matthäus: Off-Gas Purification. Skriptum, Leoben, Februar 2002.
- [5] Fakultät für Maschinenwesen: Wärme- und Stoffübertragung. Skriptum, TU Dresden.
- [6] Kramer, Carl und Mühlbauer, Alfred: Praxishandbuch Thermoprozess- Technik. Grundlagen und Verfahren. Vulkan Verlag, Essen, 2002.
- [7] Krammer, Gernot: Advanced Particle Process Technology. Skriptum, TU-Graz, 2007.
- [8] Antrekowitsch, Jürgen: Bilanzierung. Excel- Blatt, Leoben, 2007.
- [9] Edlinger, Alfred: Aufheizgeschwindigkeiten. Excel- Blatt, 2006.
- [10] Hirschwald, W., Knacke, O. und Stranski, I. N.: Reduktion und elektrische Leitfähigkeit von Zinkoxyd. Zeitschrift für Elektrochemie, Berichte der Bunsengesellschaft physikalische Chemie, 2010.
- [11] Lehrstuhl für Thermoprozesstechnik: Dokumentation Flash-Reaktor. Leoben, 2010.
- [12] Larocca, Miguel: Reactor particle-size and velocity calculation, with no trial-and-error. DuPont Canada Inc., 2005.
- [13] Marek, Rudi und Nitsche, Klaus: Praxis der Wärmeübertragung. Carl Hanser Verlag, 2007.
- [14] Gnielinski, V.: VDI- Wärmeatlas Ausgabe 2006, Kapitel 1.4 und 1.5. Springer- Verlag Berlin Heidelberg, 2006.

## 9.2 Tabellen

Tabelle 1: Zusammensetzung des Staubes .....	26
Tabelle 2: Werdegang des Staubes .....	27
Tabelle 3: Verbrennungsparameter.....	28
Tabelle 4: Verbrennungsprodukte .....	29
Tabelle 5: Mindestbedarf an Gasen für Reduktionen.....	29
Tabelle 6: Reaktionsgas - Bedarf und vorhandenes Vielfaches.....	30
Tabelle 7: Bestimmung des Energiebedarfs .....	33
Tabelle 8: Notwendiger Sauerstoffbedarf.....	34
Tabelle 9: Gesamtstoffströme des Reaktors .....	35
Tabelle 10: Berechnung der Abkühlenergie im Steigrohr.....	36
Tabelle 11: Ermittlung des Kühlbedarfs für den Konverter.....	38
Tabelle 12: Gesamtstoffströme des Konverters .....	39
Tabelle 13: Ermittlung des Kühlbedarfs für die Quenche.....	40
Tabelle 14: Aufteilung der Kühlenergie und Ermittlung des Wasserbedarfs .....	40
Tabelle 15: Gesamtstoffströme der Quenche .....	41
Tabelle 16: Ermittlung der notwendigen Kühlluftmenge.....	42
Tabelle 17: Gesamtstoffströme Airmix .....	42
Tabelle 18: Zusammensetzung des Eingangstroms in den Filter.....	43
Tabelle 19: Gesamtstoffströme des Filters.....	43
Tabelle 20: Bestimmung der spezifischen Filterflächenbelastung .....	44
Tabelle 21: Auswahl der Schlauchanzahl .....	45
Tabelle 22: Gesamte Massen- und Energieströme der Anlage .....	46
Tabelle 23: Abgasstrom des Reaktors .....	49
Tabelle 24: Abgasstrom des Konverters .....	49
Tabelle 25: Abgasstrom der Quenche.....	49
Tabelle 26: Abgasstrom des Kamins.....	49
Tabelle 27: Zusammensetzung "Produktstrom Filterstaub" .....	50
Tabelle 28: Zusammensetzung "Produktstrom Schlacke".....	50
Tabelle 29: Überblick der Verweilzeiten .....	51
Tabelle 30: Einstellparameter für die Berechnung der Aufheizzeit des Staubes .....	51

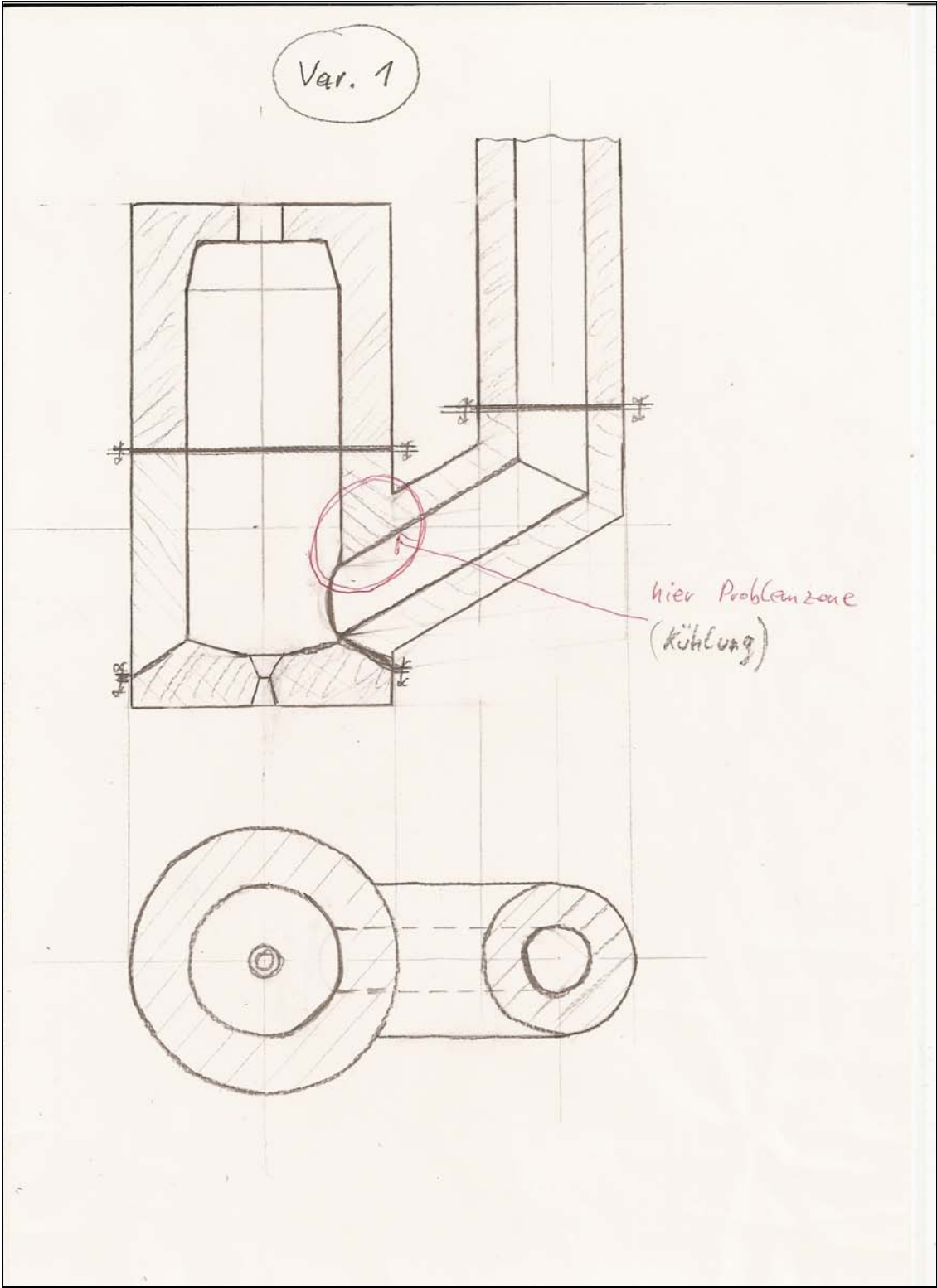
Tabelle 31: Aufteilung des Druckverlustes .....	57
Tabelle 32: Wärmedurchgang Reaktor (Ermittlung des Strahlungsanteils) .....	60
Tabelle 33: Konvektive Übergangskoeffizienten .....	61
Tabelle 34: Wärmedurchgangsströme der Anlage.....	61
Tabelle 35: Aufteilung der inneren Wärmeübergänge.....	61
Tabelle 36: Überschlägige Staubzusammensetzung .....	66
Tabelle 37: Aufteilung des Eisens .....	67
Tabelle 38: Linearisierung der Aufheizenergien.....	67
Tabelle 39: Abhängigkeit der Verbrennungsenthalpie .....	68
Tabelle 40: Linearisierte Gaszusammensetzung .....	69
Tabelle 41: Temperaturabhängigkeit der Reduktionenthalpie.....	69
Tabelle 42: Berechnung der Wärmeverluste bei verschiedenen Temperaturen .....	70
Tabelle 43: Spezifische Stoffströme.....	71

### 9.3 Abbildungen

Abbildung 1: Ellingham-Richardson-Diagramm .....	8
Abbildung 2: Integrale Reaktionsflussanalyse für stöchiometrische CH <sub>4</sub> /Luft-Flamme.....	9
Abbildung 3: Wärmedurchgang durch eine Wand (Strahlung relativ) .....	12
Abbildung 4: Polyongleichungen der Gasemissionskoeffizienten .....	15
Abbildung 5: Korrekturkoeffizient für Wasserdampf .....	15
Abbildung 6: Korrekturfaktor für Gasgemische .....	15
Abbildung 7: Blockfließbild des Verfahrens.....	21
Abbildung 8: Fließschema der Anlage .....	22
Abbildung 9: Einflüsse für die Auslegung der Units .....	24
Abbildung 10: Voestalpine Staubprobe 150/07 .....	25
Abbildung 11: Ellingham- Diagramm.....	31
Abbildung 12: Bestimmung der Aufheizenergie .....	33
Abbildung 13: Stoffbilanz des Reaktors .....	35
Abbildung 14: Stoffbilanz des Konverters .....	39
Abbildung 15: Stoffbilanz der Quenche.....	41
Abbildung 16: Stoffbilanz Airmix.....	42

Abbildung 17: Auszug aus den technischen Daten des Filters .....	44
Abbildung 18: Bilanz im Überblick.....	46
Abbildung 19: Gesamtmassenströme der Anlage.....	47
Abbildung 20: Gesamtenergieströme der Anlage .....	47
Abbildung 21: Sankey- Diagramm der Energieströme .....	48
Abbildung 22: Erwärmungszeit des Staubes abhängig vom Partikeldurchmesser .....	52
Abbildung 23: Abschätzung der Reduktionszeit über Umsatz des Wasserstoffs.....	53
Abbildung 24: Abschätzung der Reduktionszeit über Konzentrationen .....	53
Abbildung 25: Systematischer Aufbau der Anlage .....	54
Abbildung 26: Formelapparat der Berechnungen .....	56
Abbildung 27: Kontrolle des Grenzkorndurchmessers .....	56
Abbildung 28: Abschätzung des Taupunktes für den Abgasstrom.....	58
Abbildung 29: Wurzelkühlflächen des Übergangs Reaktor- Steigrohr .....	63
Abbildung 30: Innere Aufteilung der Wasserführung.....	63
Abbildung 31: Aufbau und Abmessungen des Reaktorkopfes .....	64
Abbildung 32: Aufbau des Pyrometerschauglases.....	65
Abbildung 33: Schematischer Aufbau des Stützbrenners .....	65
Abbildung 34: Ergebnisse der überschlägigen Bilanzierung .....	71
Abbildung 35: Vergleich der Ergebnisse der Bilanzen .....	72
Abbildung 36: Betriebsbedarf für mögliche Einstellung (1600 °C und $\lambda = 0,9$ ) .....	73
Abbildung 37: Kühlleistung des Konverters abhängig von $\lambda$ im Reaktor.....	73
Abbildung 38: Verweilzeit Konverter abhängig von $\lambda$ im Reaktor .....	74

# 10 Anhang A (Steigrohr)



## 11 Anhang B (Wärmedurchgang)

### Wärmedurchgangsberechnung

#### Reaktor

$\lambda_1 := 2.9$	$s_1 := 0.15$	$r_1 := r_i + s_1$	$r_i := 0.55$			
$\lambda_2 := 0.829$	$s_2 := 0.115$	$r_2 := r_1 + s_2$	$\alpha_{iR} := 50$	$T_g := 1900$		
$\lambda_3 := 0.288$	$s_3 := 0.065$	$r_3 := r_2 + s_3$	$\alpha_{aR} := 15$	$T_L := 30$	$L := 3.55$	
$\lambda_4 := 60$	$s_4 := 0.010$	$r_a := r_3 + s_4$				

$$Q_R := \frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot (T_g - T_L)}{\frac{1}{r_i \cdot \alpha_{iR}} + \frac{1}{\lambda_1} \cdot \ln\left(\frac{r_1}{r_i}\right) + \frac{1}{\lambda_2} \cdot \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right) + \frac{1}{\lambda_3} \cdot \ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right) + \frac{1}{\lambda_4} \cdot \ln\left(\frac{r_a}{r_3}\right) + \frac{1}{r_a \cdot \alpha_{aR}}}$$

$$Q_R = 6.471 \times 10^4$$

$$T_i := T_g - \frac{Q_R}{\alpha_{iR} \cdot 2 \cdot r_i \cdot \pi \cdot L} \quad T_i = 1.794 \times 10^3$$

$$q_r := \frac{Q_R}{2 \cdot r_a \cdot \pi \cdot L}$$

$$T_a := T_L + \frac{Q_R}{\alpha_{aR} \cdot 2 \cdot r_a \cdot \pi \cdot L} \quad T_a = 247.326$$

$$q_r = 3.26 \times 10^3$$

#### Steigrohr

$\lambda_1 := 2.9$	$s_1 := 0.125$	$r_i := 0.25$	$\alpha_{iS} := 140$	$T_g := 1700$		
$\lambda_2 := 0.737$	$s_2 := 0.115$	$r_1 := r_i + s_1$	$\alpha_{aS} := 16$	$T_L := 30$	$L := 4.48$	
$\lambda_3 := 0.1$	$s_3 := 0.01$	$r_2 := r_1 + s_2$				
$\lambda_4 := 60$	$s_4 := 0.01$	$r_3 := r_2 + s_3$				
		$r_a := r_3 + s_4$				

$$Q_S := \frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot (T_g - T_L)}{\frac{1}{r_i \cdot \alpha_{iS}} + \frac{1}{\lambda_1} \cdot \ln\left(\frac{r_1}{r_i}\right) + \frac{1}{\lambda_2} \cdot \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right) + \frac{1}{\lambda_3} \cdot \ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right) + \frac{1}{\lambda_4} \cdot \ln\left(\frac{r_a}{r_3}\right) + \frac{1}{r_a \cdot \alpha_{aS}}}$$

$$Q_S = 5.49 \times 10^4$$

$$T_i := T_g - \frac{Q_S}{\alpha_{iS} \cdot 2 \cdot r_i \cdot \pi \cdot L} \quad q_S := \frac{Q_S}{2 \cdot r_a \cdot \pi \cdot L} \quad q_S = 3.824 \times 10^3$$

$$T_a := T_L + \frac{Q_S}{\alpha_{aS} \cdot 2 \cdot r_a \cdot \pi \cdot L} \quad T_i = 1.644 \times 10^3$$

$$T_a = 269.023$$

### Converter

#### Teil 1:

$$\begin{array}{llllll} \lambda_1 := 2.102 & s_1 := 0.125 & r_i := 0.1575 & \alpha_{iC1} := 115 & T_g := 1500 & \\ \lambda_2 := 0.296 & s_2 := 0.065 & r_1 := r_i + s_1 & & & L := 1.997 \\ \lambda_3 := 60 & s_3 := 0.01 & r_2 := r_1 + s_2 & \alpha_{aC} := 16 & T_L := 30 & \\ & & r_a := r_2 + s_3 & & & \end{array}$$

$$Q_{C1} := \frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot (T_g - T_L)}{\frac{1}{r_i \cdot \alpha_{iC1}} + \frac{1}{\lambda_1} \cdot \ln\left(\frac{r_1}{r_i}\right) + \frac{1}{\lambda_2} \cdot \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right) + \frac{1}{\lambda_3} \cdot \ln\left(\frac{r_a}{r_2}\right) + \frac{1}{r_a \cdot \alpha_{aC}}}$$

$$Q_{C1} = 1.527 \times 10^4$$

$$T_i := T_g - \frac{Q_{C1}}{\alpha_{iC1} \cdot 2 \cdot r_i \cdot \pi \cdot L} \quad T_i = 1.433 \times 10^3$$

$$T_a := T_L + \frac{Q_{C1}}{\alpha_{aC} \cdot 2 \cdot r_a \cdot \pi \cdot L} \quad T_a = 242.729$$

#### Teil 2:

$$\begin{array}{llllll} \lambda_1 := 0.857 & s_1 := 0.150 & r_1 := r_i + s_1 & \alpha_{iC2} := 63 & T_g := 800 & \\ \lambda_2 := 60 & s_2 := 0.01 & r_a := r_1 + s_2 & \alpha_a := 16 & T_L := 30 & L := 1.953 \end{array}$$

$$Q_{C2} := \frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot (T_g - T_L)}{\frac{1}{n_i \cdot \alpha_{iC2}} + \frac{1}{\lambda_1} \cdot \ln\left(\frac{r1}{n_i}\right) + \frac{1}{\lambda_2} \cdot \ln\left(\frac{r2}{r1}\right) + \frac{1}{ra \cdot \alpha_{aC}}}$$

$$Q_{C2} = 8.746 \times 10^3$$

$$T_i := T_g - \frac{Q_{C2}}{\alpha_{iC2} \cdot 2 \cdot n_i \cdot \pi \cdot L}$$

$$T_i = 728.171$$

$$T_a := T_L + \frac{Q_{C2}}{\alpha_{aC} \cdot 2 \cdot ra \cdot \pi \cdot L}$$

$$T_a = 170.301$$

$$Q_C := Q_{C1} + Q_{C2}$$

$$Q_C = 2.401 \times 10^4$$

### Quenche

#### Teil 1:

$\lambda_1 := 1.47$	$s1 := 0.150$	$n_i := 0.25$	$\alpha_{iQ1} := 45$	$T_g := 800$
$\lambda_2 := 60$	$s2 := 0.01$	$r1 := n_i + s1$	$\alpha_{aQ} := 16$	$T_L := 30$
		$ra := r1 + s2$		$L := 3.155$

$$Q_{Q1} := \frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot (T_g - T_L)}{\frac{1}{n_i \cdot \alpha_{iQ1}} + \frac{1}{\lambda_1} \cdot \ln\left(\frac{r1}{n_i}\right) + \frac{1}{\lambda_2} \cdot \ln\left(\frac{r2}{r1}\right) + \frac{1}{ra \cdot \alpha_{aQ}}}$$

$$Q_{Q1} = 2.732 \times 10^4$$

$$T_i := T_g - \frac{Q_{Q1}}{\alpha_{iQ1} \cdot 2 \cdot n_i \cdot \pi \cdot L}$$

$$T_i = 677.496$$

$$T_a := T_L + \frac{Q_{Q1}}{\alpha_{aQ} \cdot 2 \cdot ra \cdot \pi \cdot L}$$

$$T_a = 240.086$$



## Teil 2:

$$\begin{array}{llll}
 \lambda_1 := 0.389 & s_1 := 0.1 & r_i := 0.25 & \alpha_{iQ2} := 24 \quad T_g := 400 \\
 \lambda_2 := 60 & s_2 := 0.01 & r_1 := r_i + s_1 & \alpha_{aQ} := 16 \quad T_L := 30 \\
 & & r_a := r_1 + s_2 & L := 3.2
 \end{array}$$

$$Q_{Q2} := \frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot (T_g - T_L)}{\frac{1}{r_i \cdot \alpha_{iQ1}} + \frac{1}{\lambda_1} \cdot \ln\left(\frac{r_1}{r_i}\right) + \frac{1}{\lambda_2} \cdot \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right) + \frac{1}{r_a \cdot \alpha_{aQ}}}$$

$$Q_{Q2} = 6.599 \times 10^3$$

$$T_i := T_g - \frac{Q_{Q2}}{\alpha_{iQ2} \cdot 2 \cdot r_i \cdot \pi \cdot L}$$

$$T_i = 345.299$$

$$T_a := T_L + \frac{Q_{Q2}}{\alpha_{aQ} \cdot 2 \cdot r_a \cdot \pi \cdot L}$$

$$T_a = 86.98$$

$$Q_Q := Q_{Q1} + Q_{Q2}$$

$$Q_Q = 3.392 \times 10^4$$

## Gesamtwärmedurchgänge

$$Q_{ges} := Q_R + Q_S + Q_C + Q_Q$$

$$Q_{ges} = 1.775 \times 10^5$$

## Ermittlung der Wärmeabfuhr durch Freie Konvektion :

### Vertikale Zylinder

#### Reaktor

Luft 30 °C

Mantel 240 °C

mittlere Temperatur 135 °C

$$g := 9.81$$

$$Pr := 0.7055$$

$$\nu_L := 26.98 \cdot 10^{-6}$$

$$\beta := \frac{1}{273 + 30}$$

$$\Delta T := 210$$

$$\lambda_L := 0.0343025$$

$$D := 1.78$$

$$H := 3.55$$

$$L := \frac{\pi}{2} \cdot D$$

$$A_{\text{Reaktor}} := D \cdot \pi \cdot H$$

$$Gr := \frac{g \cdot \beta \cdot L \cdot \Delta T}{\nu_L^2}$$

$$Ra := Gr \cdot Pr$$

$$Gr = 2.612 \times 10^{10}$$

$$Ra = 1.842 \times 10^{10}$$

$$f_1(Pr) := \left[ 1 + \left( \frac{0.492}{Pr} \right)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{-16}{9}}$$

$$Nu_{\text{vert}} := \left[ 0.825 + 0.387 \cdot \left( Ra \cdot f_1(Pr) \right)^{\frac{1}{6}} \right]^2$$

$$Nu_{\text{Reaktor}} := Nu_{\text{vert}} + 0.87 \cdot \frac{H}{D}$$

$$Nu_{\text{Reaktor}} = 307.629$$

$$\alpha_{\text{Reaktor}} := \frac{Nu_{\text{Reaktor}} \cdot \lambda_L}{L}$$

$$\alpha_{\text{Reaktor}} = 3.774$$

$$Q_{\text{Reaktor}} := \alpha_{\text{Reaktor}} \cdot A_{\text{Reaktor}} \cdot \Delta T$$

$$Q_{\text{Reaktor}} = 1.573 \times 10^4$$

$$\alpha_{\text{Ref}} := \frac{Q_R - Q_{\text{Reaktor}}}{A_{\text{Reaktor}} \cdot \Delta T}$$

$$\alpha_{\text{Ref}} = 11.749$$

$$\sigma := 5.67 \cdot 10^{-8}$$

$$\varepsilon_R := \frac{\alpha_{\text{Ref}} \cdot \Delta T}{\sigma \cdot [(240 + 273)^4 - 303^4]}$$

$$\varepsilon_R = 0.715$$

**Steigrohr**

$$D := 1.02 \quad H := 4.48$$

$$L := \frac{\pi}{2} \cdot D \quad A_{\text{Steigrohr}} := D \cdot \pi \cdot H$$

$$\text{Gr} := \frac{g \cdot \beta \cdot L \cdot \Delta T}{\nu_L^2} \quad \text{Ra} := \text{Gr} \cdot \text{Pr} \quad \text{Gr} = 1.497 \times 10^{10}$$

$$\text{Ra} = 1.056 \times 10^{10}$$

$$f_1(\text{Pr}) := \left[ 1 + \left( \frac{0.492}{\text{Pr}} \right)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{-16}{9}} \quad \text{Nu}_{\text{vert}} := \left[ 0.825 + 0.387 \cdot \left( \text{Ra} \cdot f_1(\text{Pr}) \right)^{\frac{1}{4}} \right]^2$$

$$\text{Nu}_{\text{Steigrohr}} := \text{Nu}_{\text{vert}} + 0.87 \cdot \frac{H}{D}$$

$$\text{Nu}_{\text{Steigrohr}} = 260.234$$

$$\alpha_{\text{Steigrohr}} := \frac{\text{Nu}_{\text{Steigrohr}} \cdot \lambda_L}{L}$$

$$\alpha_{\text{Steigrohr}} = 5.571$$

$$Q_{\text{Steigrohr}} := \alpha_{\text{Steigrohr}} \cdot A_{\text{Steigrohr}} \cdot \Delta T$$

$$Q_{\text{Steigrohr}} = 1.68 \times 10^4$$

$$\alpha_{\text{Serf}} := \frac{Q_S - Q_{\text{Steigrohr}}}{A_{\text{Steigrohr}} \cdot \Delta T}$$

$$\alpha_{\text{Serf}} = 12.64$$

$$\varepsilon_S := \frac{\alpha_{\text{Serf}} \cdot \Delta T}{\sigma \cdot \left[ (240 + 273)^4 - 303^4 \right]}$$

$$\varepsilon_S = 0.77$$

**Quenche**

Mantel 150 °C

mittlere Temperatur 90 °C

$$\text{Pr} := 0.69$$

$$\nu_L := 22.085 \cdot 10^{-6}$$

$$\lambda_L := 0.031095$$

$$\Delta T := 120$$

$$D := 0.77$$

$$H := 5.625$$

$$L := \frac{\pi}{2} \cdot D$$

$$A_{\text{Quenche}} := D \cdot \pi \cdot H$$

$$\text{Gr} := \frac{g \cdot \beta \cdot L \cdot \Delta T}{\nu_L^2}$$

$$\text{Gr} = 9.634 \times 10^9$$

$$\text{Ra} := \text{Gr} \cdot \text{Pr}$$

$$\text{Ra} = 6.648 \times 10^9$$

$$f_1(\text{Pr}) := \left[ 1 + \left( \frac{0.492}{\text{Pr}} \right)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{-16}{9}}$$

$$\text{Nu}_{\text{vert}} := \left[ 0.825 + 0.387 \cdot \left( \text{Ra} \cdot f_1(\text{Pr}) \right)^{\frac{1}{6}} \right]^2$$

$$\text{Nu}_{\text{Quenche}} := \text{Nu}_{\text{vert}} + 0.87 \cdot \frac{H}{D}$$

$$\text{Nu}_{\text{Quenche}} = 227.248$$

$$\alpha_{\text{Quenche}} := \frac{\text{Nu}_{\text{Quenche}} \cdot \lambda_L}{L}$$

$$\alpha_{\text{Quenche}} = 5.842$$

$$Q_{\text{Quenche}} := \alpha_{\text{Quenche}} \cdot A_{\text{Quenche}} \cdot \Delta T$$

$$Q_{\text{Quenche}} = 9.539 \times 10^3$$

$$\alpha_{\text{Qerf}} := \frac{Q_Q - Q_{\text{Quenche}}}{A_{\text{Quenche}} \cdot \Delta T}$$

$$\alpha_{\text{Qerf}} = 14.931$$

$$\varepsilon_Q := \frac{\alpha_{\text{Qerf}} \cdot \Delta T}{\sigma \cdot \left[ (200 + 273)^4 - 303^4 \right]}$$

$$\varepsilon_Q = 0.759$$

### Horizontale Zylinder

#### Converter

Mantel 200 °C

mittlere Temperatur 115 °C

$$\Delta T := 170$$

$$\text{Pr} := 0.6825$$

$$\nu_L := 24.785 \cdot 10^{-6}$$

$$\lambda_L := 0.032875$$

$$D := 0.675$$

$$H := 3.95$$

$$L := \frac{\pi}{2} \cdot D$$

$$A_{\text{Converter}} := D \cdot \pi \cdot H$$

$$\text{Gr} := \frac{g \cdot \beta \cdot L \cdot \Delta T}{\nu_L^2}$$

$$\text{Ra} := \text{Gr} \cdot \text{Pr}$$

$$\text{Gr} = 9.5 \times 10^9$$

$$\text{Ra} = 6.484 \times 10^9$$

$$f_3(\text{Pr}) := \left[ 1 + \left( \frac{0.559}{\text{Pr}} \right)^{\frac{9}{16}} \right]^{\frac{-16}{9}}$$

$$\text{Nu}_{\text{Converter}} := \left[ 0.752 + 0.387 \cdot (\text{Ra} \cdot f_3(\text{Pr}))^{\frac{1}{6}} \right]^2$$

$$\text{Nu}_{\text{Converter}} = 212.654$$

$$\alpha_{\text{Converter}} := \frac{\text{Nu}_{\text{Converter}} \cdot \lambda_L}{L}$$

$$\alpha_{\text{Converter}} = 6.593$$

$$Q_{\text{Converter}} := \alpha_{\text{Converter}} \cdot A_{\text{Converter}} \cdot \Delta T$$

$$Q_{\text{Converter}} = 9.389 \times 10^3$$

$$\alpha_{\text{Cerf}} := \frac{Q_C - Q_{\text{Converter}}}{A_{\text{Converter}} \cdot \Delta T}$$

$$\alpha_{\text{Cerf}} = 10.271$$

$$\varepsilon_C := \frac{\alpha_{\text{Cerf}} \cdot \Delta T}{\sigma \cdot [(200 + 273)^4 - 303^4]}$$

$$\varepsilon_C = 0.74$$

Erforderliche Wärmeübergangskoeffizienten, die durch zusätzliche Übertragung (Erzwungene Konvektion oder Strahlung) zu erreichen sind:

$$\alpha_{\text{Ref}} = 11.749$$

$$\varepsilon_R = 0.715$$

$$\alpha_{\text{Serf}} = 12.64$$

$$\varepsilon_S = 0.77$$

$$\alpha_{\text{Cerf}} = 10.271$$

$$\varepsilon_C = 0.74$$

$$\alpha_{\text{Qerf}} = 14.931$$

$$\varepsilon_Q = 0.759$$

## Wärmeabfuhr durch Erzwungene Konvektion :

### Reaktor

$$D := 1.78$$

$$\lambda_L := 0.0343025$$

$$Pr := 0.7055$$

$$L := \frac{\pi}{2} \cdot D$$

$$v_L := 26.98 \cdot 10^{-6}$$

$$Nu_{\text{eff}} := \frac{\alpha_{\text{Reff}} \cdot L}{\lambda_L}$$

$$Re := 3000$$

$$Nu_{\text{eff}} = 957.684$$

Given

$$Nu_{\text{eff}} = 0.3 + \sqrt{\left(0.664 \cdot \sqrt{Re} \cdot \sqrt[3]{Pr}\right)^2 + \left[\frac{0.037 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr}{1 + 2.443 \cdot Re^{-0.1} \cdot \left(\frac{2}{Pr^3} - 1\right)}\right]^2}$$

$$\text{Find}(Re) = 3.809 \times 10^5$$

$$Re := 3.265 \cdot 10^5$$

$$v := \frac{Re \cdot v_L}{L}$$

$$v = 3.151$$

### Steigrohr

$$D := 1.02$$

$$L := \frac{\pi}{2} \cdot D$$

$$Nu_{\text{eff}} := \frac{\alpha_{\text{Seff}} \cdot L}{\lambda_L}$$

$$Nu_{\text{eff}} = 590.384$$

Given

$$Nu_{\text{eff}} = 0.3 + \sqrt{\left(0.664 \cdot \sqrt{Re} \cdot \sqrt[3]{Pr}\right)^2 + \left[\frac{0.037 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr}{1 + 2.443 \cdot Re^{-0.1} \cdot \left(\frac{2}{Pr^3} - 1\right)}\right]^2}$$

$$\text{Find}(Re) = 1.972 \times 10^5$$

$$Re := 1.512 \cdot 10^5$$

$$v := \frac{Re \cdot v_L}{L}$$

$$v = 2.546$$

**Converter**

$$D := 0.675$$

$$Pr := 0.6825$$

$$v_L := 24.785 \cdot 10^{-6}$$

$$L := \frac{\pi}{2} \cdot D$$

$$Nu_{\text{erf}} := \frac{\alpha_{\text{Ceff}} \cdot L}{\lambda_L}$$

$$Nu_{\text{erf}} = 317.464$$

Given

$$Nu_{\text{erf}} = 0.3 + \sqrt{\left(0.664 \cdot \sqrt{Re} \cdot \sqrt[3]{Pr}\right)^2 + \left[\frac{0.037 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr}{1 + 2.443 \cdot Re^{-0.1} \cdot \left(\frac{2}{Pr^3} - 1\right)}\right]^2}$$

$$\text{Find}(Re) = 8.442 \times 10^4$$

$$Re := 5.412 \cdot 10^4$$

$$v := \frac{Re \cdot v_L}{L}$$

$$v = 1.265$$

**Quenche**

$$D := 0.77$$

$$Pr := 0.69$$

$$v_L := 22.085 \cdot 10^{-6}$$

$$L := \frac{\pi}{2} \cdot D$$

$$Nu_{\text{erf}} := \frac{\alpha_{\text{Qerf}} \cdot L}{\lambda_L}$$

$$Nu_{\text{erf}} = 526.46$$

Given

$$Nu_{\text{erf}} = 0.3 + \sqrt{\left(0.664 \cdot \sqrt{Re} \cdot \sqrt[3]{Pr}\right)^2 + \left[\frac{0.037 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr}{1 + 2.443 \cdot Re^{-0.1} \cdot \left(\frac{2}{Pr^3} - 1\right)}\right]^2}$$

$$\text{Find}(Re) = 1.709 \times 10^5$$

$$Re := 1.198 \cdot 10^5$$

$$v := \frac{Re \cdot v_L}{L}$$

$$v = 2.187$$

## 12 Anhang C (Filter)

### Wärmeverlust Filter (Überschlag) :

Oberfläche       $L := 3.07$        $B := 1.38$        $H := 2.59$        $T := 2.53$

$$A := (L + B) \cdot 2 \cdot H + L \cdot B + (L + B) \cdot T$$

$$A = 38.546$$

$$\lambda_{St} := 60 \quad s_{St} := 0.005 \quad T_I := 150 \quad \alpha_i := 5$$

$$\lambda_{Isol} := 0.04 \quad s_{Isol} := 0.1 \quad T_A := 30 \quad \alpha_a := 5$$

$S := 1.2$       Sicherheitsfaktor

$$Q_{Filter} := \frac{A \cdot (T_I - T_A) \cdot S}{\frac{s_{St}}{\lambda_{St}} + \frac{s_{Isol}}{\lambda_{Isol}} + \frac{1}{\alpha_i} + \frac{1}{\alpha_a}}$$

$$Q_{Filter} = 1.914 \times 10^3$$

$$T_{Winnen} := T_I - \frac{Q_{Filter}}{\alpha_i \cdot A}$$

$$T_{Winnen} = 140.069 \quad \text{keine Kondensation}$$

### Wärmeübergang Kamin :

$$v := 2.26 \cdot 10^{-5} \quad \rho := 0.775 \quad Re := 38000 \quad D_{hydr} := 0.52$$

$$\lambda := 0.02585 \quad cp := 1420$$

$$T_G := 130$$

$$T_W := 60$$

$$Pr := \frac{v \cdot \rho \cdot cp}{\lambda}$$

$$\Delta T := T_G - T_W$$

$$A_K := 4 \cdot 0.52 \cdot 25$$

$$Pr = 0.962$$

$$Nu := 0.023 \cdot Re^{\frac{4}{5}} \cdot Pr^{0.3}$$

$$Nu = 104.84$$

$$\alpha := \frac{Nu \cdot \lambda}{D_{hydr}}$$

$$\alpha = 5.212$$

$$Q := \alpha \cdot A_K \cdot \Delta T$$

$$Q = 1.897 \times 10^4$$



### Temperaturabnahme des Rauchgases

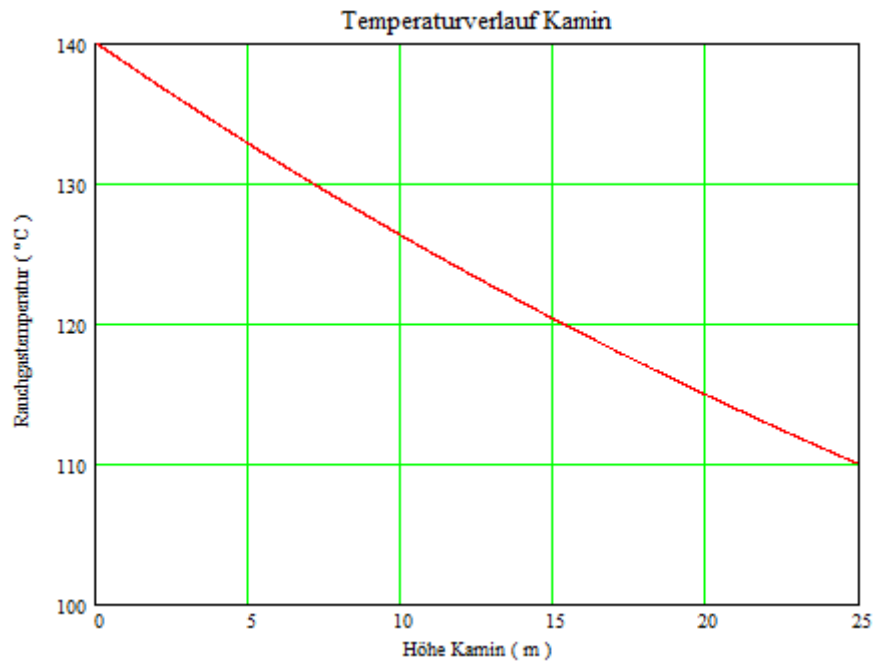
$$m := \frac{1145}{3600}$$

$$T_{\text{ein}} := 140$$

$$x := 0, 0,01 \dots 25$$

$$T(x) := T_W - (T_W - T_{\text{ein}}) \cdot e^{\frac{-D_{\text{hydr}} \cdot \pi \cdot \alpha \cdot x}{m \cdot c_p}}$$

$$T(25) = 109.936$$



## 13 Anhang D (Wurzelkühlung)

### Übergang Reaktor - Steigrohr

spezifischer Wärmeverlust

#### Reaktor

$$\begin{array}{llll}
 \lambda_1 := 2.9 & s_1 := 0.15 & r_1 := r_i + s_1 & r_i := 0.55 \\
 \lambda_2 := 0.829 & s_2 := 0.115 & r_2 := r_1 + s_2 & \alpha_{iR} := 50 & T_g := 1900 \\
 \lambda_3 := 0.288 & s_3 := 0.065 & r_3 := r_2 + s_3 & & T_W := 80 \\
 \lambda_4 := 60 & s_4 := 0.010 & r_a := r_3 + s_4 & & \\
 & & & & D_{Ra} := 2 \cdot r_a
 \end{array}$$

$$q_R := \frac{\left( \frac{T_g - T_W}{r_a} \right)}{\frac{1}{r_i \cdot \alpha_{iR}} + \frac{1}{\lambda_1} \cdot \ln\left(\frac{r_1}{r_i}\right) + \frac{1}{\lambda_2} \cdot \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right) + \frac{1}{\lambda_3} \cdot \ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right) + \frac{1}{\lambda_4} \cdot \ln\left(\frac{r_a}{r_3}\right)}$$

Verlust pro m<sup>2</sup>

$$q_R = 3.59 \times 10^3$$

#### Steigrohr

$$\begin{array}{llll}
 & s_1 := 0.125 & r_i := 0.25 & \alpha_{iS} := 140 & T_g := 1700 \\
 \lambda_2 := 0.737 & s_2 := 0.115 & r_1 := r_i + s_1 & & \\
 \lambda_1 := 2.9 & s_3 := 0.01 & r_2 := r_1 + s_2 & & T_W := 80 \\
 \lambda_3 := 0.1 & s_4 := 0.01 & r_3 := r_2 + s_3 & & \\
 \lambda_4 := 60 & & r_a := r_3 + s_4 & & \\
 & & & & D_{Sa} := 2 \cdot r_a
 \end{array}$$

$$q_S := \frac{\left( \frac{T_g - T_W}{r_a} \right)}{\frac{1}{r_i \cdot \alpha_{iS}} + \frac{1}{\lambda_1} \cdot \ln\left(\frac{r_1}{r_i}\right) + \frac{1}{\lambda_2} \cdot \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right) + \frac{1}{\lambda_3} \cdot \ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right) + \frac{1}{\lambda_4} \cdot \ln\left(\frac{r_a}{r_3}\right)}$$

Verlust pro m<sup>2</sup>

$$q_S = 4.33 \times 10^3$$

$$q_{W\text{mittel}} := \frac{q_R + q_S}{2}$$

$$q_{W\text{mittel}} = 3.96 \times 10^3$$

Kühlwasser :

$$T_{W\text{ein}} := 45$$

$$T_{W\text{aus}} := 60$$

$$\Delta T_{\log} := \frac{[T_W - T_{W\text{ein}} - (T_W - T_{W\text{aus}})]}{\ln\left(\frac{T_W - T_{W\text{ein}}}{T_W - T_{W\text{aus}}}\right)} \quad \Delta T_{\log} = 26.804$$

$$\alpha_{\text{erf}} := \frac{q_{W\text{mittel}}}{\Delta T_{\log}} \quad \alpha_{\text{erf}} = 147.729$$

Kühlfläche :

$$A_R := 0.34 \quad A_S := 0.42$$

$$A_{\text{ges}} := A_R + A_S$$

$$A_{\text{ges}} = 0.76$$

$$Q_{\text{ges}} := q_{W\text{mittel}} \cdot A_{\text{ges}}$$

$$Q_{\text{ges}} = 3.009 \times 10^3$$

**Kühlwasserbedarf**

$$c_{pW} := 4181$$

**Sicherheitsfaktor**

$$S := 1.1$$

$$M_W := \frac{Q_{\text{ges}}}{(T_{W\text{aus}} - T_{W\text{ein}}) \cdot c_{pW}} \cdot S$$

$$M_W = 0.053$$

Mittelwerte bei 55 °C

$$\eta_W := 504.19 \cdot 10^{-6}$$

$$\lambda_W := 0.6492$$

$$\text{Pr} := 3.248$$

$$\rho_W := 985.69$$

Nu laminar und  $di/da \rightarrow 1 \Rightarrow Nu = 4,86$

$Nu = 4.86$

$$d_{\text{hydr}} := \frac{Nu \cdot \lambda_W}{\alpha_{\text{erf}}} \quad d_{\text{hydr}} = 0.021$$

Spaltbreite ca. 0,14 m

Spaltlänge ca. 1,6 m

$$b := 0.14$$

$$L_s := 1.57$$

$$h_{\text{max}} := 0.001$$

Given

$$d_{\text{hydr}} = \frac{2 \cdot h_{\text{max}} \cdot b}{h_{\text{max}} + b}$$

$$\text{Find}(h_{\text{max}}) = 0.012$$

$$h_{\text{max}} := 0.021$$

$$A_{\text{max}} := b \cdot h_{\text{max}}$$

$$Re_{\text{min}} := \frac{M_W \cdot d_{\text{hydr}}}{A_{\text{max}} \cdot \eta_W}$$

$$Re_{\text{min}} = 760.518$$

**gewählte lichte Höhe im Kühlmantel : 6 mm**

Überprüfung ob laminar :

$$h := 0.006$$

$$A := b \cdot h$$

$$d_{\text{hydr}} := \frac{2 \cdot h \cdot b}{h + b}$$

$$Re := \frac{M_W \cdot d_{\text{hydr}}}{A \cdot \eta_W}$$

$$Re = 1.434 \times 10^3$$

$$\text{Kühlwasserbedarf} := M_W \cdot 3600$$

$$\text{Kühlwasserbedarf} = 190.022 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

**Druckverlust**

$$\lambda := \frac{64}{\text{Re}}$$

$$\lambda = 0.045$$

$$\zeta := \lambda \cdot \frac{L_s}{d_{\text{hydr}}}$$

$$\zeta = 6.089$$

$$v := \frac{\text{Re} \cdot \eta_{\text{W}}}{d_{\text{hydr}} \cdot \rho_{\text{W}}}$$

$$v = 0.064$$

$$\Delta p := \zeta \cdot \rho_{\text{W}} \cdot \frac{v^2}{2}$$

$$\Delta p = 12.196$$

$$\Delta p_4 := \frac{4 \cdot \Delta p}{100}$$

$$\Delta p_4 = 0.488 \quad \text{mbar}$$

**Eintrittsverlust**

$$\zeta_e := 0.5$$

$$A_1 := \frac{0.02^2 \cdot \pi}{4}$$

20 mm Eintritt

$$c := \frac{M_{\text{W}}}{\rho_{\text{W}} \cdot A_1}$$

$$c = 0.17$$

$$\Delta p_e := 0.5 \cdot \rho_{\text{W}} \cdot \frac{c^2}{2}$$

$$\Delta p_e = 7.16$$

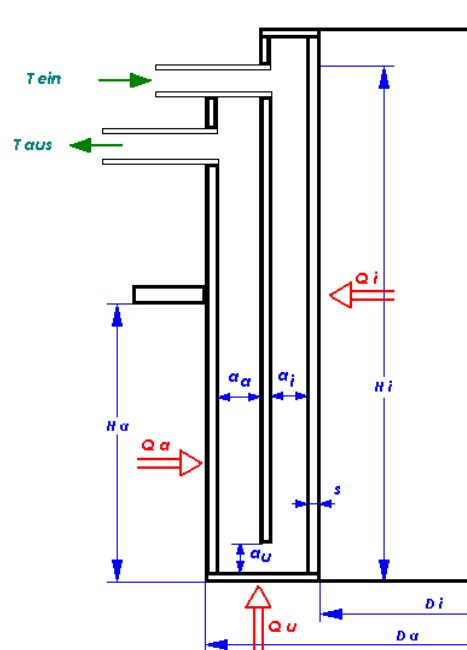
$$\Delta p_{e4} := \frac{4 \cdot \Delta p_e}{100}$$

$$\Delta p_{e4} = 0.286 \quad \text{mbar}$$

$$\Delta p_{\text{ges}} := \Delta p_4 + \Delta p_{e4}$$

$$\Delta p_{\text{ges}} = 0.774 \quad \text{mbar}$$

## 14 Anhang E (Reaktorkopfkühlung)



$$D_i := 0.158$$

$$H_i := 0.5$$

$$D_a := 0.184$$

$$H_a := 0.34$$

$$s := 0.003$$

$$a_i := 0.002$$

$$\lambda_{St} := 60$$

$$a_a := 0.002$$

$$a_u := 0.001$$

$$T_{ein} := 45$$

$$T_{aus} := 60$$

$$T_{Wand} := 80$$

### Innen Konvektion

$$T_i := 900$$

$$\alpha_i := 30$$

Beide sehr stark abhängig von  
Position der Brennerlanze !!

$$Q_i := \frac{2 \cdot \pi \cdot H_i \cdot (T_i - T_{Wand})}{\frac{1}{\frac{D_i}{2} \cdot \alpha_i} + \frac{1}{\lambda_{St}} \cdot \ln\left(\frac{D_i + 2 \cdot s}{D_i}\right)}$$

$$Q_i = 6.096 \times 10^3$$

$$T_{Wandaussen} := T_i - \frac{Q_i}{\alpha_i \cdot D_i \cdot \pi \cdot H_i}$$

$$T_{Wandaussen} = 81.205$$

**Unten Strahlung**

$$\sigma := 5.67 \cdot 10^{-8}$$

$$T_{Wa} := 80$$

$\varepsilon := 0.12$  geschätzt für Gasstrahlung

$$T_g := 1900$$

$$Q_u := \sigma \cdot \varepsilon \cdot \left[ (T_g + 273)^4 - (T_{Wa} + 273)^4 \right] \cdot \frac{(D_a^2 - D_i^2) \cdot \pi}{4}$$

$$Q_u = 1.059 \times 10^3$$

**Außen Konduktion - analog W-Leitung Deckel**

$$\lambda_1 := 2.9$$

$$\lambda_3 := 0.288$$

$$s_1 := 0.15$$

$$s_3 := 0.065$$

$$T_{DRi} := 1800$$

$$\lambda_2 := 0.829$$

$$\lambda_4 := 60$$

$$s_2 := 0.115$$

$$s_4 := 0.010$$

$$T_{DRa} := 230$$

$$q_D := \frac{T_{DRi} - T_{DRa}}{\frac{s_1}{\lambda_1} + \frac{s_2}{\lambda_2} + \frac{s_3}{\lambda_3} + \frac{s_4}{\lambda_4}}$$

$$q_D = 3.771 \times 10^3$$

Korrekturfaktor

$$K := 1.3$$

$$Q_a := q_D \cdot D_a \cdot \pi \cdot H_a \cdot K$$

$$Q_a = 963.555$$

$$Q_{ges} := Q_i + Q_u + Q_a$$

$$Q_{ges} = 8.119 \times 10^3$$

**Kühlwasserbedarf**

$$c_{pW} := 4181$$

Sicherheitsfaktor

$$S := 2.3$$

$$M_W := \frac{Q_{ges}}{(T_{aus} - T_{ein}) \cdot c_{pW}} \cdot S$$

$$M_W = 0.298$$

$$T_{Wia} := T_{ein} + \frac{Q_i}{c_{pW} \cdot M_W}$$

$$T_{Wia} = 49.897$$

$$T_{Wua} := T_{Wia} + \frac{Q_u}{c_{pW} \cdot M_W}$$

$$T_{Wua} = 50.748$$

$$T_{Waa} := T_{Wua} + \frac{Q_a}{c_{pW} \cdot M_W}$$

$$T_{Waa} = 51.522$$

### Ermittlung des wasserseitigen Übergangskoeffizienten

Mittelwerte bei 55 °C

$$\eta_{\text{W}} := 504.19 \cdot 10^{-6}$$

$$\lambda_{\text{W}} := 0.6492$$

$$\text{Pr} := 3.248$$

$$\rho_{\text{W}} := 985.69$$

#### INNEN

$$d_i := D_i + 2 \cdot s \quad d_a := D_i + 2 \cdot s + 2 \cdot a_i$$

$$d_{\text{hydr}} := d_a - d_i$$

$$\text{Re} := \frac{M_{\text{W}} \cdot 4}{\pi \cdot (d_a + d_i) \cdot \eta_{\text{W}}}$$

$$\text{Re} = 2.265 \times 10^3$$

laminar

Druckverlust

$$\lambda := \frac{0.2236}{\sqrt[4]{\text{Re}}}$$

$$\lambda = 0.032$$

$$\zeta := \lambda \cdot \frac{H_i}{d_{\text{hydr}}}$$

$$\zeta = 4.052$$

$$v := \frac{\text{Re} \cdot \eta_{\text{W}}}{d_{\text{hydr}} \cdot \rho_{\text{W}}}$$

$$v = 0.29$$

$$\Delta p_i := \zeta \cdot \rho_{\text{W}} \cdot \frac{v^2}{2}$$

$$\Delta p_i = 167.481$$

$$\text{Nu}_{\text{mLi}} := 3.66 + 1.2 \cdot \left( \frac{d_i}{d_a} \right)^{-0.8}$$

$$\alpha_{\text{Wi}} := \frac{\text{Nu}_{\text{mLi}} \cdot \lambda_{\text{W}}}{d_{\text{hydr}}}$$

$$\alpha_{\text{Wi}} = 792.569$$

$$Q_{\text{iab}} := \alpha_{\text{Wi}} \cdot \frac{(T_{\text{Wand}} - T_{\text{ein}}) - (T_{\text{Wand}} - T_{\text{Wia}})}{\ln \left( \frac{T_{\text{Wand}} - T_{\text{ein}}}{T_{\text{Wand}} - T_{\text{Wia}}} \right)} \cdot d_i \cdot \pi \cdot H_i$$

$$Q_{\text{iab}} = 6.634 \times 10^3$$

$$Q_i = 6.096 \times 10^3$$

kann abgeführt werden



**AUSSEN**

$$d_i := D_a - 2 \cdot s - 2 \cdot a_a \quad d_a := D_a - 2 \cdot s$$

$$d_{\text{hydr}} := d_a - d_i \quad \text{Re} := \frac{M_W \cdot 4}{\pi \cdot (d_a + d_i) \cdot \eta_W} \quad \text{Re} = 2.136 \times 10^3$$

laminar

Druckverlust

$$\lambda := \frac{0.2236}{\sqrt[4]{\text{Re}}} \quad \lambda = 0.033$$

$$\zeta := \lambda \cdot \frac{H_i}{d_{\text{hydr}}} \quad \zeta = 4.111$$

$$v := \frac{\text{Re} \cdot \eta_W}{d_{\text{hydr}} \cdot \rho_W} \quad v = 0.273$$

$$\Delta p_a := \zeta \cdot \rho_W \cdot \frac{v^2}{2} \quad \Delta p_a = 151.185$$

$$\text{Nu}_{\text{mLa}} := 3.66 + 1.2 \cdot \left( \frac{d_i}{d_a} \right)^{0.5}$$

$$\alpha_{W_a} := \frac{\text{Nu}_{\text{mLa}} \cdot \lambda_W}{d_{\text{hydr}}} \quad \alpha_{W_a} = 786.577$$

$$Q_{\text{aab}} := \alpha_{W_a} \cdot \left[ \frac{(T_{W_{\text{and}}} - T_{W_{\text{ua}}}) - (T_{W_{\text{and}}} - T_{W_{\text{aa}}})}{\ln \left( \frac{T_{W_{\text{and}}} - T_{W_{\text{ua}}}}{T_{W_{\text{and}}} - T_{W_{\text{aa}}}} \right)} \right] \cdot d_i \cdot \pi \cdot H_i$$

$$Q_{\text{aab}} = 6.205 \times 10^3$$

$$Q_a = 963.555$$

kann abgeführt werden

## UNTEN

$$d_{\text{hydr}} := a_u$$

$$Re := \frac{M_W \cdot d_{\text{hydr}}}{\pi \cdot \left( \frac{D_a + D_i}{2} \right) \cdot a_u \cdot \eta_W}$$

$$Re = 1.099 \times 10^3$$

turbulent gerechnet  
wegen Umlenkung

$$\xi := (1.8 \cdot \log(Re) - 1.5)^{-2}$$

$$Nu_{mTu} := \frac{\frac{\xi}{8} \cdot Re \cdot Pr}{1 + 12.7 \cdot \sqrt{\frac{\xi}{8}} \cdot \left( \frac{Pr}{Pr^3 - 1} \right)} \cdot \left[ 1 + \left( \frac{d_{\text{hydr}}}{\frac{D_a - D_i - 2s}{2}} \right)^{\frac{2}{3}} \right]$$

$$\alpha_{Wu} := \frac{Nu_{mTu} \cdot \lambda_W}{d_{\text{hydr}}}$$

$$\alpha_{Wu} = 9.496 \times 10^3$$

$$Q_{uab} := \alpha_{Wu} \cdot \left[ \frac{(T_{Wand} - T_{Wia}) - (T_{Wand} - T_{Wua})}{\ln \left( \frac{T_{Wand} - T_{Wia}}{T_{Wand} - T_{Wua}} \right)} \right] \cdot \frac{[(D_a - 2s)^2 - (D_i + 2s)^2] \cdot \pi}{4}$$

$$Q_{uab} = 1.06 \times 10^3$$

$$Q_u = 1.059 \times 10^3 \quad \text{kann abgeführt werden}$$

Druckverlust

$$\zeta := 3$$

$$\Delta p_u := \zeta \cdot \rho_W \cdot \frac{v^2}{2}$$

$$\Delta p_u = 110.319$$

$$\Delta p_{\text{ges}} := \frac{\Delta p_i + \Delta p_a + \Delta p_u}{100}$$

$$\Delta p_{\text{ges}} = 4.29 \quad \text{mbar}$$

$$\text{Kühlwasserbedarf} := M_W \cdot 3600$$

$$\text{Kühlwasserbedarf} = 1.072 \times 10^3 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

## 15 Anhang F (Pyrometerschauglas)

### Kühlung - Schauglas

#### Wärmeleitung - zulässig

$$D := 0.08 \quad \lambda_{\text{Glas}} := 2 \quad T_{\text{Grenz}} := 600$$

$$s := 0.02 \quad T_{\text{a}} := 65$$

$$Q_{\text{Glas}} := \frac{\lambda_{\text{Glas}}}{s} \cdot (T_{\text{Grenz}} - T_{\text{a}}) \cdot \frac{D^2 \cdot \pi}{4}$$

$$Q_{\text{Glas}} = 268.92$$

#### Erwärmung des Wassers durch Strahlung

$$\sigma := 5.67 \cdot 10^{-8} \quad T_{\text{g}} := 1500 \quad T_{\text{W}} := 30 \quad \varepsilon_{\text{W}} := 0.97$$

$$\varepsilon_{\text{G}} := 0.3$$

$$Q_{\text{S}} := \sigma \cdot \left[ \varepsilon_{\text{G}} (T_{\text{g}} + 273)^4 - \varepsilon_{\text{W}} (T_{\text{W}} + 273)^4 \right] \cdot \frac{D^2 \cdot \pi}{4}$$

$$Q_{\text{S}} = 842.577$$

$$Q_{\text{ges}} := Q_{\text{Glas}} + Q_{\text{S}} \quad Q_{\text{ges}} = 1.111 \times 10^3$$

#### Kontrolle Übergang gaseitig

$$\alpha_{\text{iS}} := 4 \frac{Q_{\text{Glas}}}{(T_{\text{g}} - T_{\text{Grenz}}) \cdot D^2 \cdot \pi}$$

$$\alpha_{\text{iS}} = 59.444$$

Aufgrund der entfernten Lage des Glases zur Strömung zulässig

**Kühlwasserbedarf**

$$c_{pW} := 4181$$

$$\Gamma_{\text{ein}} := 10$$

$$\Gamma_{\text{aus}} := 30$$

Sicherheitsfaktor

$$S := 3$$

$$M_W := \frac{Q_{\text{ges}}}{(\Gamma_{\text{aus}} - \Gamma_{\text{ein}}) \cdot c_{pW}} \cdot S$$

$$M_W = 0.04$$

**Überprüfung des inneren Übergangskoeffizienten**

Mittelwerte bei 20 °C

$$\eta_W := 1002 \cdot 10^{-6}$$

$$\lambda_W := 0.5984$$

$$Pr := 7.001$$

$$d_{\text{hydr}} := \frac{2 \cdot h \cdot D}{h + D}$$

$$h := 0.025$$

$$d_{\text{hydr}} = 0.038$$

$$A_{\text{max}} := D \cdot h$$

$$A_{\text{mittel}} := 0.6 \cdot A_{\text{max}}$$

$$Re_{\text{min}} := \frac{M_W \cdot d_{\text{hydr}}}{A_{\text{mittel}} \cdot \eta_W}$$

$$Re_{\text{min}} = 1.263 \times 10^3$$

$$Nu := 0.664 \cdot \sqrt{Re_{\text{min}}} \cdot \sqrt[3]{Pr}$$

$$Nu = 45.15$$

$$\alpha_{\text{erf}} := \frac{Nu \cdot \lambda_W}{d_{\text{hydr}}}$$

$$\alpha_{\text{erf}} = 709.218$$

$$Q_{\text{überg}} := \alpha_{\text{erf}} \cdot (T_a - 20) \cdot \frac{D^2 \cdot \pi}{4}$$

$$Q_{\text{überg}} = 160.421$$

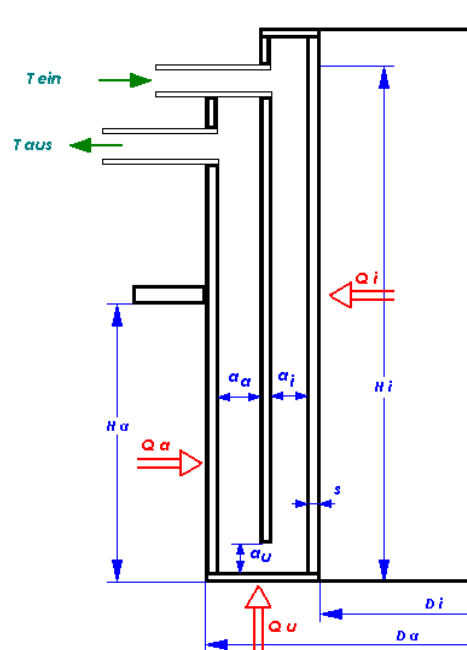
$$Q_{\text{überg}} = Q_{\text{Glas}} \quad \text{O.K.}$$

$$\text{Kühlwasserbedarf} := M_W \cdot 3600$$

$$\text{Kühlwasserbedarf} = 143.556$$

$$\left( \frac{\text{kg}}{\text{h}} \right)$$

## 16 Anhang G (Stützbrennerkühlung)



$$D_i := 0.024$$

$$a := 0.0015$$

$$s := 0.0015$$

$$a_u := 0.002$$

$$T_{ein} := 20$$

$$L := 0.34$$

$$D_a := D_i + 6 \cdot s + 4 \cdot a$$

$$D_a = 0.039$$

$$T_{aus} := 40$$

$$T_{Wand} := 80$$

### Unten Strahlung

$$\sigma := 5.67 \cdot 10^{-8}$$

$$T_{Wa} := 80$$

$$\varepsilon := 0.2$$

$$T_g := 1900$$

$$Q_u := \sigma \cdot \varepsilon \cdot \left[ (T_g + 273)^4 - (T_{Wa} + 273)^4 \right] \cdot \frac{(D_a^2 - D_i^2) \cdot \pi}{4}$$

$$Q_u = 187.53$$

Vermischung der Gase am Austritt, daher Flammenbildung nach Austritt und innen kein Wärmeübergang.

**Außen Konduktion - analog W-Leitung Deckel**

$$\lambda_1 := 2.9 \quad \lambda_3 := 0.288 \quad s_1 := 0.15 \quad s_3 := 0.065 \quad T_{DRi} := 1600$$

$$\lambda_2 := 0.829 \quad \lambda_4 := 60 \quad s_2 := 0.115 \quad s_4 := 0.010 \quad T_{DRa} := 230$$

$$q_D := \frac{T_{DRi} - T_{DRa}}{\frac{s_1}{\lambda_1} + \frac{s_2}{\lambda_2} + \frac{s_3}{\lambda_3} + \frac{s_4}{\lambda_4}}$$

$$q_D = 3.291 \times 10^3$$

Korrekturfaktor

$$K := 1.5$$

$$Q_a := q_D \cdot D_a \cdot \pi \cdot L \cdot K$$

$$Q_a = 205.633$$

$$Q_{ges} := Q_u + Q_a$$

$$Q_{ges} = 393.163$$

**Kühlwasserbedarf**

$$c_{pW} := 4178$$

Sicherheitsfaktor

$$S := 2$$

$$M_W := \frac{Q_{ges}}{(T_{aus} - T_{ein}) \cdot c_{pW}} \cdot S$$

$$M_W = 9.41 \times 10^{-3}$$

$$T_{Wua} := T_{ein} + \frac{Q_u}{c_{pW} \cdot M_W}$$

$$T_{Wua} = 24.77$$

$$T_{Waa} := T_{Wua} + \frac{Q_a}{c_{pW} \cdot M_W}$$

$$T_{Waa} = 30$$

### Ermittlung des wasserseitigen Übergangskoeffizienten

Mittelwerte bei 30 °C

$$\eta_W := 797.7 \cdot 10^{-6}$$

$$\text{Pr} := 5.42$$

$$\lambda_W := 0.6151$$

#### UNTEN

$$d_{\text{hydr}} := a_u$$

$$\text{Re} := \frac{M_W \cdot d_{\text{hydr}}}{\pi \cdot \left( \frac{D_a + D_i}{2} \right) \cdot a_u \cdot \eta_W}$$

$$\text{Re} = 119.208$$

turbulent gerechnet  
wegen Umlenkung

$$\xi := (1.8 \cdot \log(\text{Re}) - 1.5)^{-2}$$

$$\text{Nu}_{mTu} := \frac{\frac{\xi}{8} \cdot \text{Re} \cdot \text{Pr}}{1 + 12.7 \cdot \sqrt{\frac{\xi}{8}} \cdot \left( \text{Pr}^{\frac{2}{3}} - 1 \right)} \cdot \left[ 1 + \left( \frac{d_{\text{hydr}}}{\frac{D_a - D_i - 2s}{2}} \right)^{\frac{2}{3}} \right]$$

$$\alpha_{Wu} := \frac{\text{Nu}_{mTu} \cdot \lambda_W}{d_{\text{hydr}}}$$

$$\alpha_{Wu} = 1.417 \times 10^3$$

$$Q_{\text{uab}} := \alpha_{Wu} \cdot \left[ \frac{(T_{Wand} - T_{\text{ein}}) - (T_{Wand} - T_{Wua})}{\ln \left( \frac{T_{Wand} - T_{\text{ein}}}{T_{Wand} - T_{Wua}} \right)} \right] \cdot \frac{[(D_a - 2s)^2 - (D_i + 2s)^2] \cdot \pi}{4}$$

$$Q_{\text{uab}} = 36.334$$

$$Q_u = 187.53$$

**AUSSEN**

$$d_i := D_a - 2 \cdot s - 2 \cdot a \quad d_a := D_a - 2 \cdot s$$

$$d_{\text{hydr}} := d_a - d_i$$

$$Re := \frac{M_W \cdot 4}{\pi \cdot (d_a + d_i) \cdot \eta_W}$$

$$Re = 217.683$$

laminar

$$Nu_{mLa} := 3.66 + 1.2 \cdot \left( \frac{d_i}{d_a} \right)^{0.5}$$

$$\alpha_{Wa} := \frac{Nu_{mLa} \cdot \lambda_W}{d_{\text{hydr}}}$$

$$\alpha_{Wa} = 985.987$$

$$Q_{aab} := \alpha_{Wa} \cdot \left[ \frac{(T_{Wand} - T_{Wua}) - (T_{Wand} - T_{Waa})}{\ln \left( \frac{T_{Wand} - T_{Wua}}{T_{Wand} - T_{Waa}} \right)} \right] \cdot d_i \cdot \pi \cdot L$$

$$Q_{aab} = 1.827 \times 10^3$$

$$Q_a = 205.633$$

$$\text{Kühlwasserbedarf} := M_W \cdot 3600$$

$$\text{Kühlwasserbedarf} = 33.877 \quad \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$



## 17 Anhang H (Pneumatischer Transport)

### Druckverlust und pneumatischer Transport Carry over

#### Steigrohr ein

$$\begin{array}{lll}
 M_p := 73.523 & g := 9.81 & \rho_p := 5284 \\
 \rho_{fe} := 0.1615 & x := 0.000235 & \eta_f := 7.54 \cdot 10^{-5} \quad \text{raues Rohr} \\
 D := 0.5 & \varepsilon := 0.99998 & H := 5.1 \\
 & & f_g := 0.029 \\
 & U_{\text{Reaktor}} := 0.44 & U_{\text{Se}} := 2.11
 \end{array}$$

$$\Delta p_{S1} := \rho_{fe} \cdot H \cdot \varepsilon \cdot g + \rho_p \cdot H \cdot (1 - \varepsilon) \cdot g + \left( \frac{H}{D} \cdot f_g \cdot \rho_{fe} \cdot \frac{U_{\text{Se}}^2}{2} \right) + 0.057 \cdot \frac{M_p \cdot 4}{D^2 \cdot \pi \cdot 3600} \cdot H \cdot \sqrt{\frac{g}{D}}$$

$$\Delta p_{S1} = 13.6074$$

#### Steigrohr aus

$$\begin{array}{lll}
 \rho_f := 0.255 & U_{\text{Sa}} := 1.72 & \eta_f := 6.27 \cdot 10^{-5} \\
 & & f_g := 0.018
 \end{array}$$

$$\Delta p_{S2} := \rho_f \cdot H \cdot \varepsilon \cdot g + \rho_p \cdot H \cdot (1 - \varepsilon) \cdot g + \left( \frac{H}{D} \cdot f_g \cdot \rho_f \cdot \frac{U_{\text{Sa}}^2}{2} \right) + 0.057 \cdot \frac{M_p \cdot 4}{D^2 \cdot \pi \cdot 3600} \cdot H \cdot \sqrt{\frac{g}{D}}$$

$$\Delta p_{S2} = 18.24811$$

$$\Delta p_S := \frac{(\Delta p_{S1} + \Delta p_{S2})}{2} + \left[ \frac{1}{2} \cdot \varepsilon \cdot \rho_{fe} \cdot (U_{\text{Se}} - U_{\text{Reaktor}})^2 \right] + \left[ \frac{1}{2} \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \rho_p \cdot (U_{\text{Se}} - U_{\text{Reaktor}})^2 \right]$$

$$\zeta_e := 0.37 \quad \zeta_k := 0.68 \quad \Delta p_S = 16.30032$$

$$\Delta p_{Si} := \frac{\rho_{fe} \cdot U_{\text{Se}}^2}{2} \cdot (\zeta_e + \zeta_k) \quad \Delta p_{Si} = 0.37748$$

Eingang Converter

$$\begin{array}{lll}
 M_p := 73.523 & g := 9.81 & \rho_{pe} := 5284 \\
 \rho_{fe} := 0.2582 & x := 0.000194 & \eta_f := 6.27 \cdot 10^{-5} \\
 D := 0.315 & U_{salt} := 1 & L := 1.9 \\
 & & f_g := 0.041
 \end{array}$$

*raues Rohr*

$$\text{Given} \quad \frac{4 \cdot M_p}{\rho_{fe} \cdot U_{salt} \cdot D^2 \cdot \pi \cdot 3600} = \left[ \frac{1}{10^{(1440-x+1.96)}} \right] \cdot \left( \frac{U_{salt}}{\sqrt{g \cdot D}} \right)^{(1100-x+2.5)}$$

$$\text{Find}(U_{salt}) = 6.07857$$

$$U_{Ce} := 4.34$$

$$U_{pe} := U_{Ce} \cdot \left( 1 - 0.0638 \cdot x^{0.3} \cdot \sqrt{\rho_{pe}} \right)$$

$$U_{pe} = 2.79071$$

$$U_{rel} := U_{Ce} - U_{pe}$$

$$U_{rel} = 1.54929$$

$$Re_p := \frac{\rho_{fe} \cdot U_{rel} \cdot x}{\eta_f}$$

$$Re_p = 1.23772$$

$$c_w := 18.5 \cdot Re_p^{-0.6}$$

$$c_w = 16.27789$$

$$\varepsilon := 1 - \frac{4 \cdot M_p}{D^2 \cdot \pi \cdot U_{pe} \cdot \rho_{pe} \cdot 3600}$$

$$\varepsilon = 0.99998$$

$$\Delta p_{Conv1} := \left[ \frac{1}{2} \cdot \varepsilon \cdot \rho_{fe} \cdot (U_{Ce} - U_{Sa})^2 \right] + \left[ \frac{1}{2} \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \rho_{pe} \cdot (U_{pe} - U_{Sa})^2 \right]$$

$$\Delta p_{Conv2} := \frac{3}{4} \cdot \rho_{fe} \cdot c_w \cdot \frac{L}{x} \cdot (1 - \varepsilon) \cdot (U_{Ce} - U_{pe}) + f_g \cdot \rho_{fe} \cdot L \cdot \frac{U_{Ce}^2}{2 \cdot D}$$

$$\Delta p_{Convein} := \Delta p_{Conv1} + \Delta p_{Conv2}$$

$$\Delta p_{Convein} = 2.39139$$

$$\zeta_C := 0.5$$

$$\Delta p_{Ci} := \frac{\rho_{fe} \cdot U_{Ce}^2}{2} \cdot \zeta_C$$

$$\Delta p_{Ci} = 1.21584$$

Ausgang Converter

$$M_p := 131.635 \quad D := 0.315 \quad \eta_f := 4.10 \cdot 10^{-5} \quad \text{raues Rohr}$$

$$\rho_{fa} := 0.2683 \quad \rho_p := 5100 \quad L := 1.9 \quad f_g := 0.035$$

$$\text{Given} \quad \frac{4 \cdot M_p}{\rho_{fa} \cdot U_{salt} \cdot D^2 \cdot \pi \cdot 3600} = \left[ \frac{1}{10^{(1440-x+1.96)}} \right] \cdot \left( \frac{U_{salt}}{\sqrt{g \cdot D}} \right)^{(1100-x+2.5)}$$

$$\text{Find}(U_{salt}) = 7.03771$$

$$U_{Ca} := 6.753$$

$$U_{pa} := U_{Ca} \cdot \left( 1 - 0.0638 \cdot x^{0.3} \cdot \sqrt{\rho_p} \right)$$

$$U_{pa} = 4.38467$$

$$U_{rel} := U_{Ca} - U_{pa}$$

$$U_{rel} = 2.36833$$

$$Re_p := \frac{\rho_{fa} \cdot U_{rel} \cdot x}{\eta_f}$$

$$Re_p = 3.00664$$

$$c_w := 18.5 \cdot Re_p^{-0.6}$$

$$c_w = 9.55703$$

$$\varepsilon := 1 - \frac{4 \cdot M_p}{D^2 \cdot \pi \cdot U_{pa} \cdot \rho_p \cdot 3600}$$

$$\varepsilon = 0.99998$$

$$\Delta p_{Conv3} := \left[ \frac{1}{2} \cdot \varepsilon \cdot \rho_{fa} \cdot (U_{Ca} - U_{Ce})^2 \right] + \left[ \frac{1}{2} \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \rho_p \cdot (U_{pa} - U_{pe})^2 \right]$$

$$\Delta p_{Conv4} := \left[ \frac{3}{4} \cdot \rho_{fa} \cdot c_w \cdot \frac{L}{x} \cdot (1 - \varepsilon) \cdot (U_{Ca} - U_{pa}) \right] + f_g \cdot \rho_{fa} \cdot L \cdot \frac{U_{Ca}^2}{2 \cdot D}$$

$$\Delta p_{Convaus} := \Delta p_{Conv3} + \Delta p_{Conv4}$$

$$\Delta p_{Convaus} = 3.14447$$

$$\Delta p_C := \Delta p_{Convein} + \Delta p_{Convaus}$$

$$\Delta p_C = 5.53586$$

$$\Delta p_{Ca} := \frac{\rho_{fa} \cdot U_{Ca}^2}{2} \cdot \zeta_C$$

$$\Delta p_{Ca} = 3.05882$$

Quenche

OBEN

raues Rohr

$$U_{Qe} := 2.68 \quad H := 1 \quad D := 0.5$$

$$f_g := 0.026$$

$$\Delta p_{Q1} := -(\rho_{fa} \cdot H \cdot \varepsilon \cdot g) - [\rho_p \cdot H \cdot (1 - \varepsilon) \cdot g] + \left( \frac{H}{D} \cdot f_g \cdot \rho_{fa} \cdot \frac{U_{Qe}^2}{2} \right) - 0.057 \cdot \frac{M_p \cdot 4}{D^2 \cdot \pi \cdot 3600} \cdot H \cdot \sqrt{\frac{g}{D}}$$

$$\Delta p_{Q1} = -3.67864$$

$$\Delta p_{Qacc} := \left[ \frac{1}{2} \cdot \varepsilon \cdot \rho_{fa} \cdot (U_{Qe} - U_{Ca})^2 \right] - \frac{1}{2} \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \rho_p \cdot (U_{Qe} - U_{pa})^2$$

$$\Delta p_{Qacc} = -2.38089$$

UNTEN

$$H := 4.7$$

$$f_g := 0.024$$

$$U_{Qa} := 1.88$$

$$\rho_f := 0.6365$$

$$\varepsilon = 0.99998$$

$$\Delta p_{Q2} := -(\rho_f \cdot H \cdot \varepsilon \cdot g) - [\rho_p \cdot H \cdot (1 - \varepsilon) \cdot g] + \left( \frac{H}{D} \cdot f_g \cdot \rho_f \cdot \frac{U_{Qa}^2}{2} \right) - 0.057 \cdot \frac{M_p \cdot 4}{D^2 \cdot \pi \cdot 3600} \cdot H \cdot \sqrt{\frac{g}{D}}$$

$$\Delta p_{Q2} = -34.24759$$

$$\Delta p_{Quenche} := (\Delta p_{Q1} + \Delta p_{Q2}) + \Delta p_{Qacc}$$

$$\Delta p_{Quenche} = -40.30712$$

Ausgang Quenche

$$\rho_f := 0.6365$$

$$D := 0.22$$

$$\eta_f := 1.75 \cdot 10^{-5}$$

Given

$$\frac{4 \cdot M_p}{\rho_f \cdot U_{\text{salt}} \cdot D^2 \cdot \pi \cdot 3600} = \left[ \frac{1}{10^{(1440 \cdot x + 1.96)}} \right] \cdot \left( \frac{U_{\text{salt}}}{\sqrt{g \cdot D}} \right)^{(1100 \cdot x + 2.5)}$$

$$\text{Find}(U_{\text{salt}}) = 5.93477$$

$$U_{fQ} := 9.7$$

$$U_{pQ} := U_{fQ} \cdot \left( 1 - 0.0638 \cdot x^{0.3} \cdot \sqrt{\rho_p} \right)$$

$$U_{pQ} = 6.29813$$

$$U_{\text{rel}} := U_{fQ} - U_{pQ}$$

$$U_{\text{rel}} = 3.40187$$

$$Re_p := \frac{\rho_f \cdot U_{\text{rel}} \cdot x}{\eta_f}$$

$$Re_p = 24.00381$$

$$c_w := 18.5 \cdot Re_p^{-0.6}$$

$$c_w = 2.74792$$

$$\varepsilon := 1 - \frac{4 \cdot M_p}{D^2 \cdot \pi \cdot U_{pQ} \cdot \rho_p \cdot 3600}$$

$$\varepsilon = 0.99997$$

$$\Delta p_{\text{Qacca}} := \frac{1}{2} \cdot \varepsilon \cdot \rho_f \cdot (U_{fQ} - U_{Qa})^2 + \frac{1}{2} \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \rho_p \cdot (U_{Qa} - U_{pQ})^2$$

$$\Delta p_{\text{Qacca}} = 20.95179$$

$$\Delta p_Q := \Delta p_{\text{Quenche}} + \Delta p_{\text{Qacca}}$$

$$\Delta p_Q = -19.35533$$

$$\zeta_Q := 0.5$$

$$\Delta p_{Qi} := \frac{\rho_f \cdot U_{fQ}^2}{2} \cdot \zeta_Q$$

$$\Delta p_{Qi} = 14.97207$$

Mischkammer-Filter

$$\rho_f := 0.7273$$

$$D := 0.22$$

$$H := 3$$

$$\eta_f := 1.87 \cdot 10^{-5}$$

$$L := 3$$

$$f_g := 0.005$$

Given

$$\frac{4 \cdot M_p}{\rho_f \cdot U_{\text{salt}} \cdot D^2 \cdot \pi \cdot 3600} = \left[ \frac{1}{10^{(1440 \cdot x + 1.96)}} \right] \cdot \left( \frac{U_{\text{salt}}}{\sqrt{g \cdot D}} \right)^{(1100 \cdot x + 2.5)}$$

$$\text{Find}(U_{\text{salt}}) = 5.72542$$

$$U_f := 11.507$$

$$U_p := U_f \cdot \left( 1 - 0.0638 \cdot x^{0.3} \cdot \sqrt{\rho_p} \right)$$

$$U_p = 7.4714$$

$$U_{\text{rel}} := U_f - U_p$$

$$U_{\text{rel}} = 4.0356$$

$$Re_p := \frac{\rho_f \cdot U_{\text{rel}} \cdot x}{\eta_f}$$

$$Re_p = 30.44964$$

$$c_w := 18.5 \cdot Re_p^{-0.6}$$

$$c_w = 2.38244$$

$$\varepsilon := 1 - \frac{4 \cdot M_p}{D^2 \cdot \pi \cdot U_p \cdot \rho_p \cdot 3600}$$

$$\varepsilon = 0.99997$$

$$\Delta p_{\text{Amix}} := \frac{1}{2} \cdot \varepsilon \cdot \rho_f \cdot (U_f - U_{fQ})^2 + \frac{1}{2} \cdot (1 - \varepsilon) \cdot \rho_p \cdot (U_p - U_{pQ})^2$$

$$\Delta p_{\text{Amix}} = 1.27599$$

$$\Delta p_{Ah} := \left[ \frac{3}{4} \cdot \rho_f \cdot c_w \cdot \frac{L}{x} \cdot (1 - \varepsilon) \cdot (U_f - U_p) \right] + 2 \cdot f_g \cdot \rho_f \cdot L \cdot \frac{U_f^2}{D}$$

$$\Delta p_{Ah} = 15.17949$$

$$\Delta p_{Av} := \rho_f \cdot H \cdot \varepsilon \cdot g + \rho_p \cdot H \cdot (1 - \varepsilon) \cdot g + \left( \frac{2}{D} \cdot f_g \cdot \rho_f \cdot H \cdot U_f^2 \right) + 0.057 \cdot \frac{M_p \cdot 4}{D^2 \cdot \pi \cdot 3600} \cdot H \cdot \sqrt{\frac{g}{D}}$$

$$\Delta p_{Av} = 39.42342$$

$$\Delta p_A := \Delta p_{Ah} + \Delta p_{Av} + \Delta p_{Amix}$$

$$\Delta p_A = 55.87891$$

2 Krümmer

$$\Delta p_K := 2 \cdot 7.5 \cdot \frac{\Delta p_{Av}}{H}$$

$$\Delta p_K = 197.11712$$

$$\Delta p_M := \Delta p_A + \Delta p_K$$

$$\Delta p_M = 252.99603$$

$$\Delta p_S = 16.30032$$

$$\Delta p_Q = -19.35533$$

$$\Delta p_C = 5.53586$$

$$\Delta p_{ges} := \Delta p_S + \Delta p_{Si} + \Delta p_{Ci} + \Delta p_C + \Delta p_{Ca} + \Delta p_Q + \Delta p_{Qi} + \Delta p_M$$

$$\Delta p_{ges} = 275.10109$$

Ende