

**Planung und Spezifikation eines  
Versuchsaufbaus zur Aufbereitung belasteter  
Suspensionen von Bodenmaterialien**

(Vom Fachbereich Naturwissenschaftliche Technik, Studiengang  
Verfahrenstechnik, der Hochschule für Angewandte Wissenschaften  
Hamburg als Diplomarbeit angenommen)

**Autor:**

***M. Kouakou***



**Planung und Spezifikation eines  
Versuchsaufbaus zur Aufbereitung belasteter  
Suspensionen von Bodenmaterialien**

*(Vom Fachbereich Naturwissenschaftliche Technik, Studiengang  
Verfahrenstechnik, der Hochschule für Angewandte Wissenschaften  
Hamburg als Diplomarbeit angenommen)*

**Autor:**

***M. Kouakou***

*(Institut für Chemie)*

Die Berichte der GKSS werden kostenlos abgegeben.  
The delivery of the GKSS reports is free of charge.

*Anforderungen/Requests:*

GKSS-Forschungszentrum Geesthacht GmbH  
Bibliothek/Library  
Postfach 11 60  
D-21494 Geesthacht  
Germany  
Fax.: (49) 04152/871717

Als Manuskript vervielfältigt.  
Für diesen Bericht behalten wir uns alle Rechte vor.

ISSN 0344-9629

GKSS-Forschungszentrum Geesthacht GmbH · Telefon (04152)87-0  
Max-Planck-Straße · D-21502 Geesthacht/Postfach 11 60 · D-21494 Geesthacht

## Planung und Spezifikation eines Versuchsaufbaus zur Aufbereitung belasteter Suspensionen von Bodenmaterialien

*(Vom Fachbereich Naturwissenschaftliche Technik, Studiengang Verfahrenstechnik, der Hochschule für Angewandte Wissenschaften Hamburg als Diplomarbeit angenommen)*

Martin Kouakou

*123 Seiten mit 46 Abbildungen, 17 Tabellen und 4 Diagrammen*

### Zusammenfassung

Die vorliegende Arbeit befasst sich mit der Planung und Spezifikation zu einer erweiterten GRR-Anlage (GKSS-Rohr-Reaktor-Anlage) für die Behandlung organisch (mit z.B. Öl,PAK, TBT) kontaminierter Schlämme. Das Verfahren, das auf dem Dampfstripp-Prozess basiert, wurde in vielen Versuchen bereits erprobt und konnte sehr gute Reinigungsleistungen vorweisen. Ziel der Erweiterung der GRR-Anlage ist einerseits die Erhöhung der Kapazität der derzeitigen Anlage und andererseits die Reduzierung der hohen Energiekosten, die durch die alleinige Nutzung von Heißdampf verursacht werden.

Zur Reduzierung des hohen Energiebedarfs, schlägt diese Arbeit eine gekoppelte Nutzung von Heißdampf und Prozessgas (Luft, Stickstoff) vor. Engpässe an bestehenden Bauteilen werden analysiert und Auslegungsgrundlagen erarbeitet. Eine technische Lösung wird entwickelt. Die Prozessführung der erweiterten GRR-Anlage wird beschrieben. Für die Hauptkomponenten wird eine bestellreife Spezifikation erarbeitet. Zum Schluss werden einige Empfehlungen für das weitere Vorgehen gemacht.

### Design and specification of a test plant for the treatment of contaminated silt fractions

#### Abstract

This study deals with the planning and specification for the extension of GRR-plant (GKSS tube reactor process) that was developed for the treatment of existing sludges contaminated by oil, PAK, TBT or other organic substances. The process, which is based on the steam stripping reaction, had already been tested in many experiments showing very good cleaning efficiencies. The purpose for the extension of the GRR-plant is to increase the capacity of existing system and reduce the high energy costs, which are caused by the exclusive use of steam.

In order to reduce the high energy demand, this study suggest a combination of hot steam and process gas (air, nitrogen). It analyses also the bottlenecks of the process, develops the fundamental plant design and provides an appropriate technical solution. Furthermore it describes the operation of the extended GRR-plant with a complete specification of main components. At last the study presents recommendations for further work to be done if a complete new plant has to be build.

*Manuskripteingang in TDB: 4. Juni 2003*



<b>Inhaltsverzeichnis.....</b>	<b>5</b>
<b>Symbolverzeichnis.....</b>	<b>7</b>
<b>1 Einleitung.....</b>	<b>9</b>
<b>2 Aufgabenstellung.....</b>	<b>11</b>
<b>3 Theoretische Grundlagen.....</b>	<b>12</b>
<b>3.1 Boden.....</b>	<b>12</b>
3.1.1 Definition und allgemeine Bodencharakteristik.....	12
3.1.2 Bodenkontaminationen.....	13
<b>3.2 Dampfstripp-Verfahren.....</b>	<b>14</b>
3.2.1 Destillationsgrundlagen.....	14
3.2.2 Desorptionsgrundlagen.....	20
3.2.3 Trennmechanismen des Dampfstripp-Verfahrens.....	24
<b>4 Das GKSS-Rohr-Reaktor-Verfahren (GRR-Verfahren).....</b>	<b>26</b>
<b>4.1 Verfahrensbeschreibung.....</b>	<b>26</b>
<b>4.2 GRR-Anlage.....</b>	<b>27</b>
4.2.1 Vakuumerzeugung.....	29
4.2.2 Wärmeenergieversorgung.....	29
4.2.3 Dampferzeugung.....	29
4.2.4 Schlammvorbehandlung.....	30
4.2.5 Zerstäubung.....	30
4.2.6 Behandlung im Rohrreaktor.....	31
4.2.7 Gas/Feststoff-Trennung.....	31
4.2.8 Aufbereitung des schadstoffbeladenen Dampfstroms.....	31
4.2.9 Mess-, Steuerungs- und Regelungstechnik (MSR-Technik).....	33
4.2.10 Sicherheitseinrichtungen / Nebenanlagen.....	33
<b>4.3 Erweiterung der GRR-Anlage.....</b>	<b>34</b>
4.3.1 Ziele der Erweiterung der GRR-Anlage.....	34
4.3.2 Technische Lösungen zur Erweiterung der GRR-Anlage.....	34
<b>5 Berechnung der erweiterten GRR-Anlage.....</b>	<b>37</b>
<b>5.1 Stoffdaten.....</b>	<b>37</b>
<b>5.2 Energie- und Stoffbilanzierung.....</b>	<b>40</b>
5.2.1 Wärmeenergiebedarf des Dampfstripp-Prozesses.....	40
5.2.2 Spontanverdampfung im Rohrreaktor.....	45
5.2.3 Benötigte Heißdampf- und Heißgasmengen im Dampfstripp-Verfahren.....	49
5.2.4 Trennung Schadstoffgas/Feststoff.....	55
5.2.5 Förderung des Prozessgases.....	56
5.2.5.1 <i>Isentrope Verdichtung</i> .....	59
5.2.5.2 <i>Polytrope Verdichtung</i> .....	61
5.2.5.3 <i>Diskussion der Ergebnisse</i> .....	64
5.2.6 Prozessgas- und Kesselspeisewasser-Vorwärmung.....	65
5.2.6.1 <i>Wärmeübertragung im Wärmetauscher WT1</i> .....	67
5.2.6.2 <i>Wärmeübertragung im Wärmetauscher WT2</i> .....	68

5.2.7	Erzeugung und Überhitzung der Arbeitsmedien Wasserdampf und Luft.....	69
5.2.7.1	<i>Prozessgas (Luft)-Überhitzung</i> .....	70
5.2.7.2	<i>Erzeugung und Überhitzung von Wasserdampf</i> .....	70
5.2.8	Sprühkondensation.....	71
5.2.9	Kühlung des organischen Schadstoffes und des Abwassers.....	75
5.2.10	Vorwärmung der Suspension.....	77
5.2.11	Ergebnis der Anlagenbilanzierung.....	78
<b>5.3</b>	<b>Auslegung der Anlagenkomponenten</b> .....	<b>80</b>
5.3.1	Aufbereitung des Aufgabegutes .....	80
5.3.2	Zerstäubungsdüse.....	86
5.3.3	Gas/Feststoff-Trennung.....	94
<b>6</b>	<b>Beschreibung der erweiterten GRR-Anlage und Bauteilspezifikation</b> ...	<b>99</b>
<b>6.1</b>	<b>Beschreibung der erweiterten GRR-Anlage</b> .....	<b>99</b>
<b>6.2</b>	<b>Bauteilspezifikation</b> .....	<b>102</b>
<b>7</b>	<b>In- und Außerbetriebnahmephase</b> .....	<b>106</b>
<b>8</b>	<b>MSR-Technik / Sicherheitseinrichtungen / Nebenanlagen</b> .....	<b>107</b>
<b>9</b>	<b>Zusammenfassung</b> .....	<b>108</b>
	<b>Literaturverzeichnis</b> .....	<b>110</b>
	<b>Anhang</b> .....	<b>113</b>

## Symbolverzeichnis

Symbol	Bezeichnung	Einheit
$A$	Fläche	$m^2$
$A_i$	Antoine-Konstante	-
$B_i, C_i$	Antoine-Konstante	$^{\circ}C$
$C$	Durchmischungszahl	-
$C_p$	Spezifische Wärmekapazität bei konstantem Druck	$J/(kg\ K)$
$C_m$	Massenanteil	Gew.-%
$C_V$	Volumenanteil	$m^3/m^3$
$dp$	Partikeldurchmesser	$m = 10^6\ \mu m$
$d_p^*$	Trennkorngrösse des Zyklons	$m = 10^6\ \mu m$
$E_A$	Aktivierungsenergie	$J/kmol$
$f_i$	Fugazität	$Pa=N/m^2=kg/(m\ s^2)$
$F$	Korrekturfaktor zur Antoine-Gleichung	$10^5 Pa/Torr$
$g$	Erdbeschleunigung	$9,81\ m/s^2$
$Dh_V$	Spezifische Verdampfungsenthalpie	$J/kg$
$k$	Wärmedurchgangskoeffizient	$W/(m^2\ K)$
$k_o$	Geschwindigkeitskonstante	1/Zeit
$M$	Molmasse	$kg/kmol$
$m, \dot{m}$	Masse, Massenstrom	$kg, kg/s$
$n$	Molmenge, Drehzahl, Polytropenexponent	Mol, 1/s, -
$P$	Druck	$Pa=N/m^2=kg/(m\ s^2)$
$P$	Leistung	$W=J/s$
$P^o$	Sättigungsdampfdruck	$Pa=N/m^2=kg/(m\ s^2)$
$P_i$	Partialdruck der Komponente $i$	$Pa=N/m^2=kg/(m\ s^2)$
$P_r$	Prandtlzahl	-
$\dot{Q}$	Wärmestrom	$W=J/s$
$Ne$	Leistungskennzahl	-
$Nu$	Nusseltzahl	-
$R$	Allgemeine Gaskonstante	$8314\ J/(kmol\ K)$
$Re, Re_M$	Reynoldszahl, modifizierte Reynoldszahl	-
$s$	Eintauchtiefe des Zyklon-Tauchrohrs	$m$
$T$	Temperatur	$^{\circ}C$
$DT$	Temperaturdifferenz	$K, ^{\circ}C$
$DT_m$	Logarithmische Temperaturdifferenz	$K$
$t$	Mischzeit	$s$
$u, w, v$	Geschwindigkeit	$m/s$
$w_m$	Spezifische Verdichtungsarbeit	$J/kg$
$V, \dot{V}$	Volumen, Volumenstrom	$m^3, m^3/s$
$X_i$	Adsorbensbeladung	$kg/kg$
$x$	Molanteil in der Flüssigphase	- , mol%
$y$	Molanteil in der Gasphase	- , mol%
$Z$	Realgasfaktor	-
$a$	Wärmeübergangskoeffizient	$W/(m^2\ K)$
$e$	Emissionszahl	-
$h$	Dynamische Viskosität	$Pa\ s=kg/(m\ s)$
$j$	Fugazitätskoeffizient	-
$k$	Isentropenexponent	-

<i>l</i>	Wärmeleitfähigkeit, Rohrreibungszahl	W/(m K), -
<i>r</i>	Dichte	kg/m <sup>3</sup>
<i>s</i>	Strahlungskoeffizient des schwarzen Strahlers	$5,67 \cdot 10^{-8}$ W/(m <sup>2</sup> K <sup>4</sup> )
<i>x</i>	Widerstandszahl	-
<i>y</i>	Sättigungskoeffizient	-

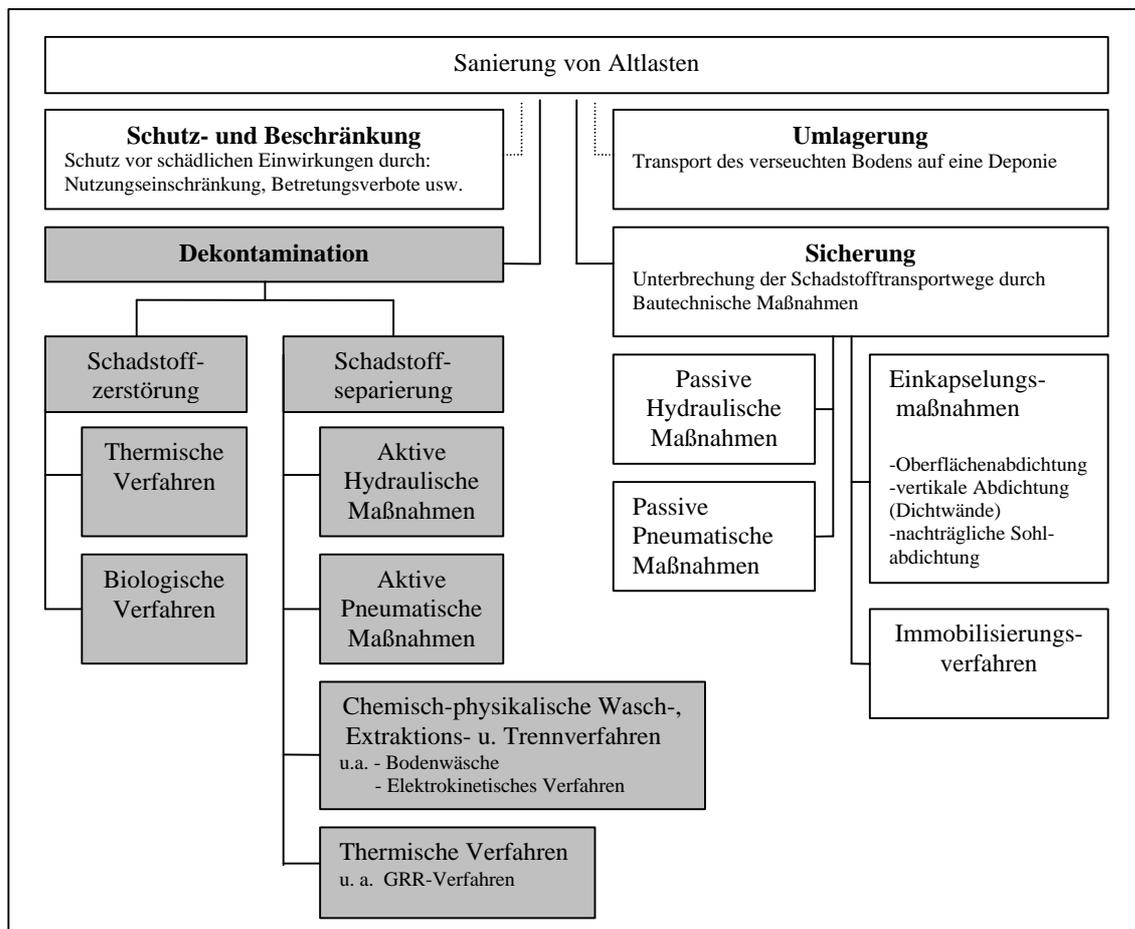
### Häufig verwendete Indizes

<i>Heiß,D</i>	Heißdampf
<i>Heiß,L</i>	Heißluft
<i>OS</i>	Organischer Schadstoff
<i>H<sub>2</sub>O</i>	Wasser
<i>QZ</i>	Feststoff (Quarz)
<i>BS</i>	Bohrschlamm
<i>SUS</i>	Suspension
<i>SG</i>	Schadstoffgas
<i>Üb</i>	Überhitzer
<i>kond</i>	Kondensation
<i>konv</i>	Konvektion
<i>Str</i>	Strahlung
<i>Kr,W</i>	Kreislaufwasser
<i>KM</i>	Kühlmittel
<i>th,antr</i>	Theoretische Antriebsleistung
<i>Tat,antr</i>	Tatsächliche Antriebsleistung
<i>VW</i>	Vorwärmung

# 1 Einleitung

Neben den eigentlichen „gewünschten“ Produkten entstehen bei den meisten industriellen Produktionsprozessen Rückstände, Abfälle, Abwässer und Abgase, die allgemein unter der Bezeichnung Begleit- oder Nebenprodukte fallen. Diese Emissionen gelangen aus den Verfahren oder Anlagen in die Umwelt (Luft, Wasser und Boden) und führen dort zunächst zu einer Erhöhung der Konzentration an Schad- bzw. Fremdstoffen. Für das Umweltmedium Boden entsteht dadurch die Altlastenproblematik.

In der Bundesrepublik Deutschland, einschließlich aller Altstandorte (ehemalige Industriestandorte) und Ablagerungen (Deponieflächen), lag 1993 die Anzahl der Altlastenverdachtsflächen bei ca. 139000 [1]. Eine neuere Erfassung dieser Flächen durch das Umweltbundesamt (Stand 2000) verzeichnete einen Anstieg auf ca. 363000 [2]. Neben den davon ausgehenden Gefahren für Mensch und Umwelt stieg die Zahl der nicht nutzbaren Flächen. Um dieser Entwicklung entgegen zu steuern, greifen gesetzliche Rahmenbedingungen des Kreislaufwirtschafts-/Abfallgesetzes (KrW-/AbfG) und des Wasserhaushaltsgesetzes (WHG), ergänzt durch Landesabfallgesetze, ein. Ziel der Gesetzgebung ist die Abwehr von Gefahren durch schädliche Bodenveränderungen und Altlasten sowie die Ergreifung von Sanierungsmaßnahmen bei bereits eingetretenen Schäden. Mit dem Bundesbodenschutzgesetz (BBodSchG) (März 1999) wird dem Bodenschutz ein gleichhoher Stellenwert wie dem Luft- bzw. Wasserschutz zugeschrieben [3]. Ein Überblick über die zur Zeit angewandten Sanierungsverfahren ist in Abbildung 1 dargestellt.



**Abbildung 1:** Übersicht der Sanierungsverfahren (in Anlehnung an [1]).

Wie man der Abbildung 1 entnehmen kann, werden grundsätzlich vier Arten von Sanierungsmaßnahmen unterschieden:

- Schutz- und Beschränkungsmaßnahmen,
- Umlagerungsmaßnahmen,
- Sicherungsmaßnahmen,
- Dekontaminationsmaßnahmen.

Bei bereits eingetretener Verseuchung kommen meist Dekontaminationsmaßnahmen zur Anwendung. Sie werden in schadstoffzerstörende (Schadstoff-Umwandlung) und schadstoffseparierende (Schadstoff-Trennung) Verfahren unterteilt. Schadstoffzerstörung findet in konventionellen thermischen und mikrobiologischen Verfahren statt. Zu den schadstoffseparierenden Verfahren werden aktive hydraulische und pneumatische Maßnahmen, chemisch-physikalische Wasch-, Extraktions- u. Trennverfahren (z.B. Bodenwäsche) gezählt. Das entwickelte GRR-Verfahren lässt sich aufgrund seiner Wirkmechanismen (siehe Kapitel 3.2, S. 14) in diese Kategorie einordnen.

Oft findet man in der Literatur (z.B. Schwister [4]) eine weitere Einteilung der Sanierungsverfahren unter dem Gesichtspunkt ihrer Standorte in In-situ-, On-site- und Off-site-Verfahren. Diese Bezeichnungen geben Auskunft darüber, ob die Sanierungsmaßnahmen direkt am Ort *ohne* oder *mit* Bodenaushebung erfolgen oder ob der Boden ausgehoben und in ortsfeste Behandlungsanlagen transportiert wird.

Das Prinzip der chemisch-physikalischen Bodenreinigungsverfahren ist die Ablösung der Schadstoffe vom Bodenkorn durch mechanische Energie [5]. Allerdings stoßen diese Verfahren an ihre Grenzen bei feinkörnigen Bodenfraktionen. Untersuchungen zur Bodenwäsche haben nachgewiesen, dass eine Dekontamination des Feinkornanteils allein auf mechanischem Weg nicht möglich ist [6]. Die daraus anfallende Feinkornfraktion bzw. Schlämme sind hochkontaminiert und müssen daher getrennt und mit anderen Methoden weiter behandelt oder deponiert werden. Neuerdings verschärfte Gesetzeslagen bei Deponien zwingen eher zur einer Weiterbehandlung [7].

Zur Reinigung dieser hochkontaminierten Feinkornfraktionen und generell kontaminierten feinkörnigen ( $d_p < 180 \mu\text{m}$ ) Bodenmaterials ist das GKSS-Rohr-Reaktor-Verfahren entwickelt worden. Ausgehend von Laboruntersuchungen wurden in einer im Technikumsmaßstab realisierten Anlage Reinigungsleistungen von über 90 % erzielt [8], [9], [10]. Untersucht wurden kontaminierte Bodenwaschrückstände, Bohrschlämme und Hafensedimente. Allerdings soll der Durchsatz der Anlage, der zwischen 3 bis 10 kg/h liegt, um den Faktor 10 erhöht werden. Die Berechnung und Auslegung der so erweiterten Anlage ist Gegenstand dieser Arbeit.

## 2 Aufgabenstellung

Bei der Behandlung von kontaminierten Bodenmaterialien hat sich gezeigt, dass es *das* Sanierungsverfahren nicht gibt, mit dem ein Altlastproblemfall vollständig gelöst werden kann [7]. Zum Beispiel bedürfen Rückstände aus Bodenwaschanlagen der Weiterbehandlung [6]. Vielmehr erweist sich zur Reststoffreduzierung eine Koppelung verschiedener Technologien als notwendig [7].

Das entwickelte GKSS-Rohr-Reaktor-Verfahren (GRR-Verfahren) setzt an kontaminiertem feinkornigem Bodenmaterial ( $d_p < 180 \mu\text{m}$ ) an. Dabei werden Schlammsuspensionen mit Hilfe einer Mehrstoffdüse versprüht und in einem Rohrreaktor behandelt. Der Durchsatz der Anlage (3 bis 10 kg/h) soll um den Faktor 10 erhöht werden. Zu diesem Zweck sind die Engpässe der Anlage zu analysieren und Problemlösungen zu erarbeiten. Der Versuchsaufbau ist zu konzipieren, die Hauptkomponenten sind auszulegen und angebotsreif zu spezifizieren.

Im einzelnen befasst sich die vorliegende Arbeit mit den folgenden Aufgaben:

- Beschreibung des GKSS-Rohr-Reaktor-Verfahrens (GRR-Verfahren),
- Erarbeitung der Auslegungsgrundlagen,
- Planung und Beschreibung der erweiterten Anlage (Inbetriebnahme und Außerbetriebnahme),
- Spezifikationen der zu ergänzenden Hauptkomponenten.

### 3 Theoretische Grundlagen

Aus dem Kapitel 1 geht hervor, dass die Bodenkörnung allein über die Eignung eines Dekontaminationsverfahrens entscheiden kann. Bodenkenntnisse sind deshalb bei der Entwicklung von Dekontaminationsverfahren von großer Bedeutung. Schadstoffart und deren Bindung an der Bodenmatrix bestimmen, welche Trennmechanismen wirksam sein können. In diesem Abschnitt wird zunächst das Umweltmedium Boden behandelt. Die dem Dampfstripp-Verfahren zu Grunde liegenden wissenschaftlichen Erkenntnisse werden diskutiert und die daraus abgeleiteten Trennmechanismen beschrieben.

#### 3.1 Boden

##### 3.1.1 Definition und allgemeine Bodencharakteristik

Der Begriff *Boden* bezeichnet die oberste Verwitterungsschicht der Erdkruste, die sich durch das Zusammenwirken von physikalisch-chemischer Gesteinsverwitterung und biogener Humusbildung herausbildet [11]. Neben den mineralischen und organischen Feststoffen zählen Wasser und Luft zu den Bodenbestandteilen. Deshalb wird Boden auch als Dreiphasensystem betrachtet [12]. Ausgehobener Boden weist eine Veränderung der räumlichen Anordnung seiner festen Bestandteile (Bodenstruktur) auf. Hierdurch ändert sich die Bezeichnung „Boden“ zu „Bodenmaterial“ [13]. Unter Berücksichtigung der Korngröße der mineralischen Bestandteile werden Böden in Kies-, Sand-, Schluff- und Tonfraktionen eingeteilt. Tabelle 3.1.1 zeigt die Gliederung nach DIN 4022 Teil 1.

Hauptgruppen	Untergruppen	Partikel-Äquivalentdurchmesser	
		[mm]	[µm]
Kies	Grobkies	60-20	
	Mittelkies	20-6,3	
	Feinkies	6,3-2,0	
Sand	Grobsand	2,0-0,63	2000-630
	Mittelsand	0,63-0,2	630-200
	Feinsand	0,2-0,063	200-63
Schluff	Grobschluff	0,063-0,02	63-20
	Mittelschluff	0,02-0,0063	20-6,3
	Feinschluff	0,0063-0,002	6,3-2,0
Ton		< 0,002	< 2,0

**Tabelle 3.1.1:** Einteilung und Bezeichnung der Bodenkornfraktionen (DIN 4022 Teil 1).

Die Korngröße ist hinsichtlich der physikalischen, chemischen, und biologischen Eigenschaften des Bodens von großer Bedeutung. Die für die Schadstoffbindung entscheidende spezifische Oberfläche nimmt mit Abnahme der Korngröße zu. Für Grob- und Mittelsand zum Beispiel liegt der Wert der spezifischen Oberfläche bei ca. 20 cm<sup>2</sup>/g, während Mittelschlufffraktionen einen Wert von 2000 cm<sup>2</sup>/g aufweisen [12].

Nach Wen-Ling Chiu [14] lässt sich die Schadstoffbindung an der Bodenmatrix folgendermaßen typisieren.

- Schadstoffbindung vorzugsweise an der Kornoberfläche bei humusarmen Böden,
- Schadstoffbindung vorzugsweise an der organischen Substanz von humösen Böden,
- Schadstoff als eine festdisperse Primärkontamination,

- Schadstoff im Porenraum des Bodens.

In den meisten Fällen treten diese Bindungsformen nicht einzeln, sondern in Kombination miteinander auf. Ausführlicheres über Bindungsmechanismen organischer Schadstoffe an Bodenmaterialien kann der Literatur [8], [13] und [14] entnommen werden.

### 3.1.2 Bodenkontaminationen

Bodenkontaminationen bzw. -verunreinigungen können radioaktiver, anorganischer oder organischer Art sein, wobei hier radioaktive Schadstoffe außer Acht bleiben.

Anorganische Verunreinigungen im Boden sind vor allem Schwermetalle, Cyanide, Sulfide und Ammonium [15]. Großflächig gelangen alle diese Substanzen durch Immission und Deposition aus der Luft in die Böden. Erhöhte Konzentrationen dieser Stoffe treten allerdings lokal auf, beispielsweise in der Nähe von Feuerungs- und Müllverbrennungsanlagen, metallverarbeitender Industrie oder durch Aufbringung von Klärschlämmen auf Ackerböden. Diese Verunreinigungen wirken meist giftig auf lebende Organismen.

Zu den häufigsten organischen Kontaminationen gehören die leichtflüchtigen aromatischen Verbindungen (BTX), die chlorierten Kohlenwasserstoffe (CKW), Mineralölkohlenwasserstoffe (MKW), Phenole, polychlorierten Biphenyle (PCB) und polyzyklischen aromatischen Kohlenwasserstoffe (PAK) [16]. Grundsätzlich gelten diese Substanzen als abbaubar, doch der Abbauprozess kann Zeiträume bis zu vielen Jahrzehnten beanspruchen. Ausgehende Toxizität und Gefährdungspotentiale werden in Lewandowski [15] erläutert. Von der Herstellung über den Verbrauch bis zur Entsorgung (Deponie) gelangen diese Schadstoffe in mehr oder weniger größeren Mengen in die Umwelt bzw. in den Boden.

Fälle von kontaminierten Böden sind meist Altstandorte und/oder Altablagerungen [1]. Hierbei handelt es sich um ehemalige Industrie- oder Gewerbestandorte, auf denen mit umweltgefährdenden Stoffen umgegangen wurde, oder Deponieflächen, auf denen giftige Substanzen gelagert wurden. Kontaminationen kommen auch in Baggergütern vor. Als *Baggergut* wird das im Rahmen der Unterhaltungs- und Ausbaumaßnahmen aus den Hafenzu- bzw. Gewässersohlen ausgehobene Bodenmaterial bezeichnet [17]. Ursache der Verunreinigungen sind u.a. die mit Schadstoffen belasteten industriellen und kommunalen Einleitungen oder auch des Schiffverkehrs. Ein weiterer Fall von Bodenkontamination kommt in der Tiefbohrung vor. Zur Erkundung und Gewinnung der primären Energierohstoffe Erdöl und Erdgas wird bei Tiefbohrungen aus technischen Gründen eine Spülflüssigkeit verwendet [18]. Diese spült aus der Tiefe Gesteinsmaterial (Bohrklein) vermischt mit Ölen oder prozessbedingten Zusatzstoffen auf die Oberfläche. Die Rückführung dieser Flüssigkeit erfordert die kontinuierliche Entfernung des Gesteinsmaterials, das dann als Bohrschlamm anfällt.

Das auf dem Dampfstripp-Prozess basierende GRR-Verfahren behandelt organisch hochbelastete (siehe [8],[9] u. [10]) feinkörnige Reststoffe oder Schlämme aus

- Bodenwaschanlagen,
- Tiefbohrtechnik zur Energierohstoffgewinnung (Bohrschlamm),
- Unterhaltungsbaggerung von Still- und Fließgewässern (Baggergut).

### 3.2 Dampfstripp-Verfahren

Das Dampfstripp-Verfahren ist ein Trennverfahren, bei dem Trennmechanismen der Wasserdampfdestillation und der Desorption gekoppelt zum Einsatz kommen. Dabei werden die Schadstoffe aus kontaminierten Böden in Dampfphasen überführt [13]. Die Beschreibung der Verfahrensmechanismen erfordert zunächst eingehende Kenntnisse über die Vorgänge der Destillation und Desorption.

#### 3.2.1 Destillationsgrundlagen

Als wichtiges Verfahren zur Trennung von Gemischen flüssiger oder verflüssigter Stoffe werden bei der Destillation Stoffgemische durch Wärmezufuhr verdampft, die Dämpfe anschließend kondensiert. Die leichtsiedenden Komponenten reichern sich in der Dampfphase an, während die schwersiedenden in der Lösung verbleiben. Ziel der Anwendung hier ist nicht die Gewinnung von reinem Stoffkondensat, sondern die Überführung der Schadstoffe in die Gasphase und somit ihre leichte Entfernung aus dem kontaminierten Bodenmaterial.

Allgemein erfolgt die Beschreibung idealer Gase durch die Zustandsgleichung:

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T \quad (3.2.1)$$

Dabei sind:

$P$	Druck	[Pa]
$V$	Volumen	[m <sup>3</sup> ]
$n$	Stoffmenge	[mol]
$R$	Allgemeine Gaskonstante	[J/kmol K]
$T$	Temperatur	[K].

Bei Realgasen wird die ideale Zustandsgleichung durch den Realgasfaktor  $Z$  ergänzt [19].

$$P \cdot V = Z \cdot n \cdot R \cdot T \quad (3.2.2)$$

Der Realgasfaktor ist vom Druck bzw. reduzierten Druck  $Pr=P/P_k$  und von der Temperatur bzw. reduzierten Temperatur  $Tr=T/T_k$  abhängig.

Physikalische Grundlage der Stofftrennung durch Destillation ist, dass Dampf und Flüssigkeit bei Phasengleichgewicht unterschiedliche Zusammensetzungen besitzen. Es gibt verschiedene Ansätze zur Beschreibung des Phasengleichgewichts. Tabelle 3.2.1 stellt einen Ausschnitt der in Sattler [20] aufgeführten Ansätze dar.

	Flüssigphase - Gasphase		
	ideal – ideal	real – ideal	real – real
	<i>Gl.(3.2.3)</i>	<i>Gl.(3.2.4)</i>	<i>Gl.(3.2.5)</i>
Partialdruck $P_i$ der Komponente $i$ in der Dampfphase	$P_i = x_i \cdot P_i^o$	$P_i = \mathbf{g} \cdot x_i \cdot P_i^o$	$P_i = \mathbf{g} \cdot x_i \cdot P_i^{o*}$

**Tabelle 3.2.1:** Raoult'sche Ansätze bei einem Flüssig-/Gas-Phasengleichgewicht (nach [20]).

Bei idealen Flüssigkeits- und Gasgemischen gilt neben dem Raoult'schen Gesetz (Gl.(3.2.3)) das Gesetz von Dalton, das die Mischung idealer Gase beschreibt.

$$P_i = y_i \cdot P \quad \text{und} \quad P = \sum P_i \quad (3.2.6)$$

Ideale Flüssigkeitsgemische sind solche Gemische, bei denen die Wechselwirkung zwischen ungleichartigen Molekülen ebenso groß ist wie zwischen gleichartigen [20]. Aus den Gln.(3.2.3/6) ergibt sich das Raoult-Dalton-Gesetz, das im Phasengleichgewicht den Zusammenhang zwischen den Molanteilen in der Dampfphase  $y_i$  [-] und in der Flüssigphase  $x_i$  [-] der Gemischkomponente  $i$  wiedergibt.

$$y_i = x_i \cdot \frac{P_i^o}{P} \quad (3.2.7)$$

In Tabelle 3.2.1 sind:

$P$	Gesamtdruck	[Pa]
$P_i^o, P_i^{o*}$	Dampfdruck bzw. korrigierter Dampfdruck der reinen Komponente $i$ in	[Pa]
$g$	Aktivitätskoeffizient der Komponente $i$	[-].

Die Abweichungen vom idealen Verhalten für Flüssigkeitsgemische werden in der flüssigen Phase durch Aktivitätskoeffizienten  $\gamma_i$  und in der dampfförmigen Phase durch Fugazitätskoeffizienten  $\phi_i$  berücksichtigt [21, S. 225].

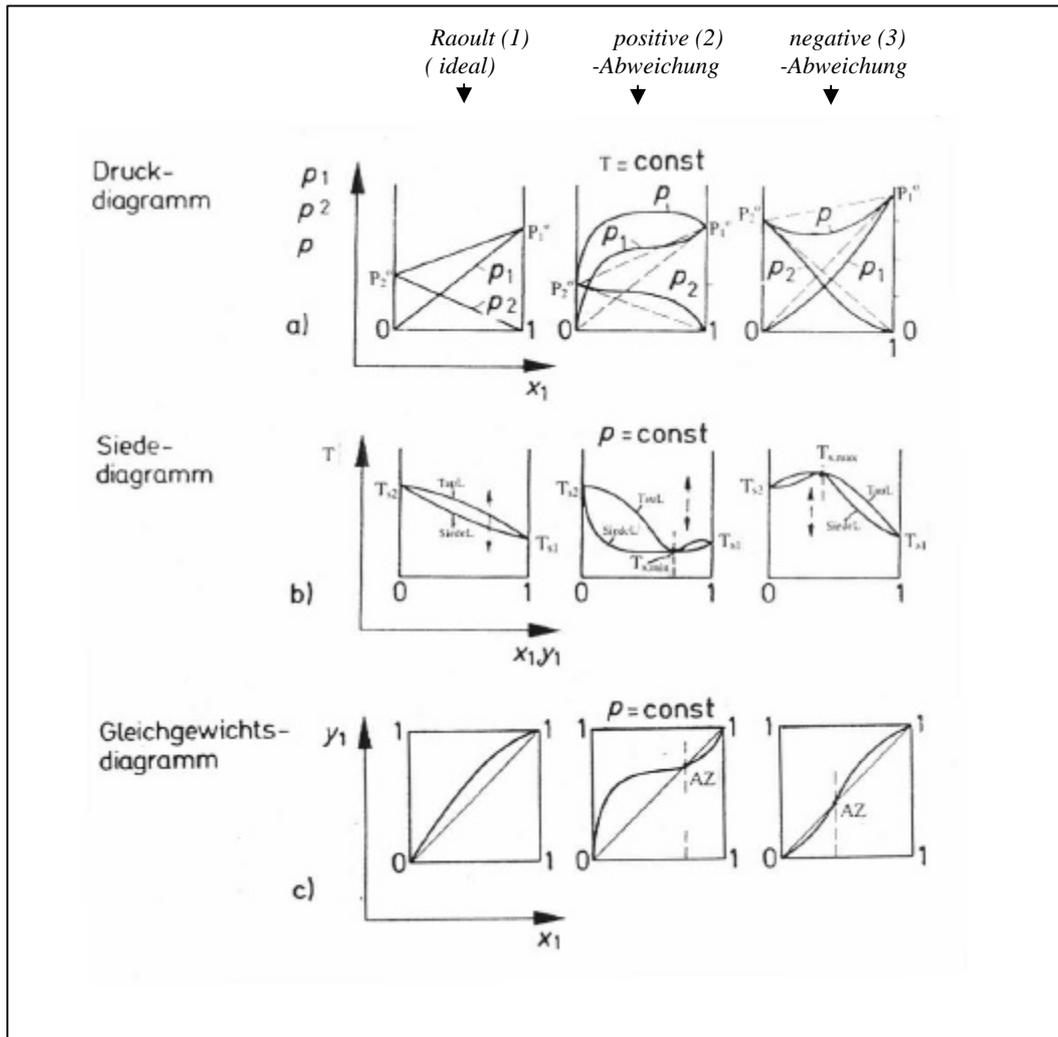
$$y_i = \frac{g_i \cdot x_i \cdot P_i^o}{j_i \cdot P} \quad (3.2.8)$$

Relativ zu der idealen Raoult-Gerade (siehe Abbildung 3.2.1-a-(1), S. 16) können die Abweichungen positiv oder negativ fallen. Positive Abweichungen treten ein, wenn die Wechselwirkungskräfte zwischen ungleichartigen Molekülen geringer ausfallen als zwischen gleichartigen Molekülen. Bei negativen Abweichungen ist es umgekehrt. Nach dem VDI-Wärmeatlas [22, S. Dfa 13] kann bei Prozessdrücken kleiner 1 bar die Gaskorrektur vernachlässigt und  $j_i = 1$  gesetzt werden. Allerdings genügt es im allgemeinen bei Destillationsverfahren im Druckbereich von 0,05 bis 5 bar, allein das Realverhalten der Flüssigphase zu berücksichtigen [20, S. 37].

Der Molanteil der Komponente  $i$  in einem Gemisch aus vielen Komponenten berechnet sich aus der Beziehung zwischen den Molzahlen  $n_i$ . Daraus folgend gilt, dass die Summe aller Molanteile eins ergibt.

$$x_i = \frac{n_i}{\sum n_i} \quad \text{und} \quad \sum x_i = 1 \quad (3.2.9)$$

Dies gilt sowohl für Flüssigkeits- als auch für Gasgemische. Für die Darstellung des Phasengleichgewichts Dampfphase-Flüssigphase sind drei Diagramme von besonderer praktischer Bedeutung: das Druckdiagramm, das Siedediagramm und das Gleichgewichtsdiagramm. Am Beispiel eines Zweistoffgemisches wird dies in Abbildung 3.2.1 veranschaulicht.



**Abbildung 3.2.1:** Flüssig-Gas-Gleichgewichtsverhaltens für ein Zweistoffgemisch (in Anlehnung an [20]).

$P_1^o, P_2^o$	Dampfdrücke der reinen Komponenten
$P_1, P_2, P$	Partialdrücke der Komponenten u. Gesamtdruck
$T_{s1}, T_{s2}$	Siedetemperatur der reinen Komponenten
$T_{smax}, T_{smin}$	Siedepunktmaximum und Siedepunktminimum
<i>SiedL, TauL</i>	Siedelinie und Taulinie
AZ	azeotroper Punkt.

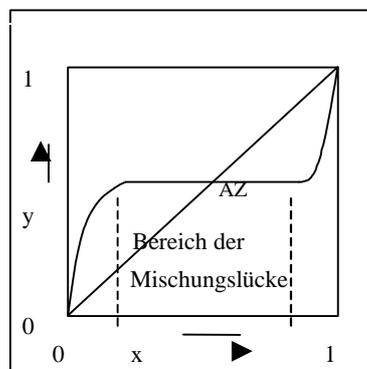
Das Druckdiagramm (Abbildung 3.2.1-a(1)) gibt das Gleichgewichtsverhalten eines Flüssigkeitsgemisches mit seinem Dampf wieder. Die Dampfdruckkurve des Gemisches ergibt sich aus der Summe der Partialdrücke der Komponenten. Dies wird durch die Gl.(3.2.3/6) beschrieben, wobei in Gl.(3.2.6) die Partialdrücke nach Raoult einzusetzen sind. Das Siedediagramm resultiert aus einer iterativen Abhängigkeit der Temperatur von der Flüssigkeits- und Gaszusammensetzung über die Druckwerte [20, S. 38–39]. Das Gleichgewichtsdiagramm stellt für eine Gemischkomponente  $i$  den Zusammenhang der Anteile in flüssigen und gasförmigen Phasen dar. Am Beispiel eines Zweistoffgemisches ergibt sich nach Herleitung aus Gl.(3.2.7) die Beziehung

$$y_1 = \frac{\mathbf{a}_{1,2} \cdot x_1}{1 + x_1 \cdot (\mathbf{a}_{1,2} - 1)} \quad (3.2.10)$$

wobei  $\mathbf{a}_{1,2}$  die relative Flüchtigkeit bzw. der Trennfaktor ist. Dieser charakterisiert den Schwierigkeitsgrad der Trennung und wird durch das Verhältnis  $P_1^o$  zu  $P_2^o$  bestimmt.

Für reale Flüssigkeitsgemische können positive bzw. negative Abweichungen zum idealen Raoultverhalten auftreten. Dies ist der Fall, wenn die Aktivitätskoeffizienten der Komponenten  $\mathbf{g} > 1$  bzw.  $\mathbf{g} < 1$  sind [20, S. 41]. Bei  $\mathbf{g}$ -Werten größer 3 bis 5 bzw. kleiner 0,8 kann es zur Bildung eines sogenannten azeotropen Punktes kommen [22]. An diesem Punkt weist das Gemisch ein Dampfdruckmaximum bzw. -minimum auf und besitzt dementsprechend ein Siedepunktminimum bzw. -maximum (siehe Abbildung 3.2.1-a-(2)/(3) u. -b-(2)/(3), S. 16). Der Effekt des Siedepunktminimums kann zur Verdampfung von Stoffen genutzt werden, die im reinen Zustand einen höheren Siedepunkt besitzen. Charakteristik eines azeotropen Punktes ist, dass Dampf- und Flüssigphase dieselbe Zusammensetzung besitzen. Von der linken bis zur rechten Seite des Azeotrops wird die leichter siedende Komponente zur schwerflüchtigen Komponente oder umgekehrt. Diese Tatsache wird im Gleichgewichtsdiagramm (siehe Abbildung 3.2.1-c-(2)/(3), S. 16) verdeutlicht.

Bei Flüssigkeitsgemischen, in denen die Gemischkomponenten nur teilweise ineinander löslich sind, können Mischungslücken auftreten. Dieser Zustand entsteht infolge hoher abstoßender Wechselwirkungskräfte zwischen Fremdmolekülen [22]. Im Bereich der Mischungslücke (Abbildung 3.2.2) kann keine Trennung durch Destillation stattfinden, da die Dampf- und Flüssigphase dieselbe Zusammensetzung über den gesamten Mischungslückenbereich besitzen.



AZ = Azeotrop

**Abbildung 3.2.2:** Gleichgewichtsdiagramm eines Zweistoffgemisches mit Mischungslücke.

Teilweise lösliche Gemische können im Extremfall absolut unlösliche Systeme bilden. Für diese Gemischgruppe gilt das Raoult'sche Gesetz nicht mehr. Die thermodynamische Beschreibung erfolgt durch die Gibbs-Duhem-Gleichung [23, S. 28]

$$x \cdot \left[ \frac{\partial(\ln f_1)}{\partial x} \right]_{P,T} + (1-x) \cdot \left[ \frac{\partial(\ln f_2)}{\partial x} \right]_{P,T} = 0 \quad (3.2.11)$$

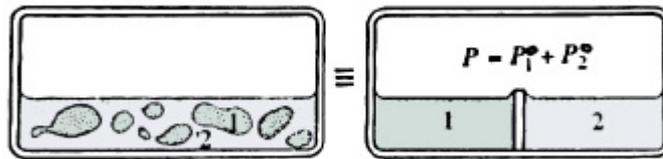
wobei  $f_1$  und  $f_2$  die Fugazitäten der Komponenten darstellen. In der Gasphase bei geringerem Gesamtdruck können sie durch die Partialdrücke ersetzt werden [22]. Hieraus wird Gl.(3.2.11) zu der Duhem-Margules-Gleichung.

$$x \cdot \left[ \frac{\partial(\ln P_1)}{\partial x} \right]_{P,T} + (1-x) \cdot \left[ \frac{\partial(\ln P_2)}{\partial x} \right]_{P,T} = 0 \quad (3.2.12)$$

Diese Differentialgleichung lässt sich für zwei einfache Fälle lösen. Dabei werden beide Thermen gleich Eins oder Null gesetzt. Im ersten Fall ergibt sich nach Mersmann [23] das Raoult'sche Gesetz. Der zweite Fall gilt für binäre Mischungen mit vollkommener Unlöslichkeit. Der Dampfdruck des Gemisches setzt sich deshalb nicht aus der Summe der Partialdrücke zusammen, sondern aus der Summe der Dampfdrücke der reinen Komponenten. Folglich gilt für ein Zweistoffgemisch:

$$P = P_1^o(T) + P_2^o(T) \quad (3.2.13)$$

Das in Klammern gestellte  $T$  soll auf die Temperaturabhängigkeit der Dampfdrücke hindeuten. Wenn der Dampfdruck  $P$  den Gesamtdruck ( $1,01325 \text{ bar}$ ) erreicht, siedet das Gemisch. Das Vorhandensein der zweiten Komponente hat also zur Folge, dass die Mischung bereits siedet, bevor die einzelnen Komponenten ihren Siedepunkt (bei  $P_i^o = 1,01325 \text{ bar}$ ,  $i = 1,2$ ) erreicht haben [24, S. 189]. Abbildung 3.2.3 stellt eine Modellvorstellung der Destillation zweier nicht mischbarer Flüssigkeiten dar.



**Abbildung 3.2.3:** Destillation zweier nicht mischbarer Flüssigkeiten als gemeinsame Destillation der getrennten Komponenten (in Anlehnung an [24]).

Dieser Effekt wird in der Technik in Form der Wasserdampfdestillation genutzt, um Flüssigkeiten mit hohen Siedetemperaturen zu destillieren. Beim Atmosphärendruck liegt der Siedepunkt des Gemisches immer unter  $100 \text{ °C}$  [25, S. 305]. Die mit Wasserdampf zu erfassende Dampfmenge einer anderen Komponente (z.B. flüssige Schadstoffe) lässt sich aus folgender Beziehung berechnen:

$$\frac{m_K}{m_{H_2O}} = y \cdot \frac{M_K \cdot P_K^o}{M_{H_2O} \cdot P_{H_2O}^o} \quad (3.2.14)$$

Es bedeuten:

$m_K$	Masse des Dampfes der zu destillierenden Komponente	[kg]
$m_{H_2O}$	Masse des Wasserdampfes (Trägerdampfes)	[kg]
$y$	Sättigungskoeffizient ( $0,75$ bis $0,8$ )	[-]
$M_K$	Molmasse der zu destillierenden flüssigen Komponente	[kg/kmol]
$M_{H_2O}$	Molmasse des Wassers	[kg/kmol].

Der Sättigungskoeffizient  $y$  beschreibt den Grad der Annäherung der Stoffbeladung der gesamten Dampfphase an den Gleichgewichtszustand [13, S. 25].

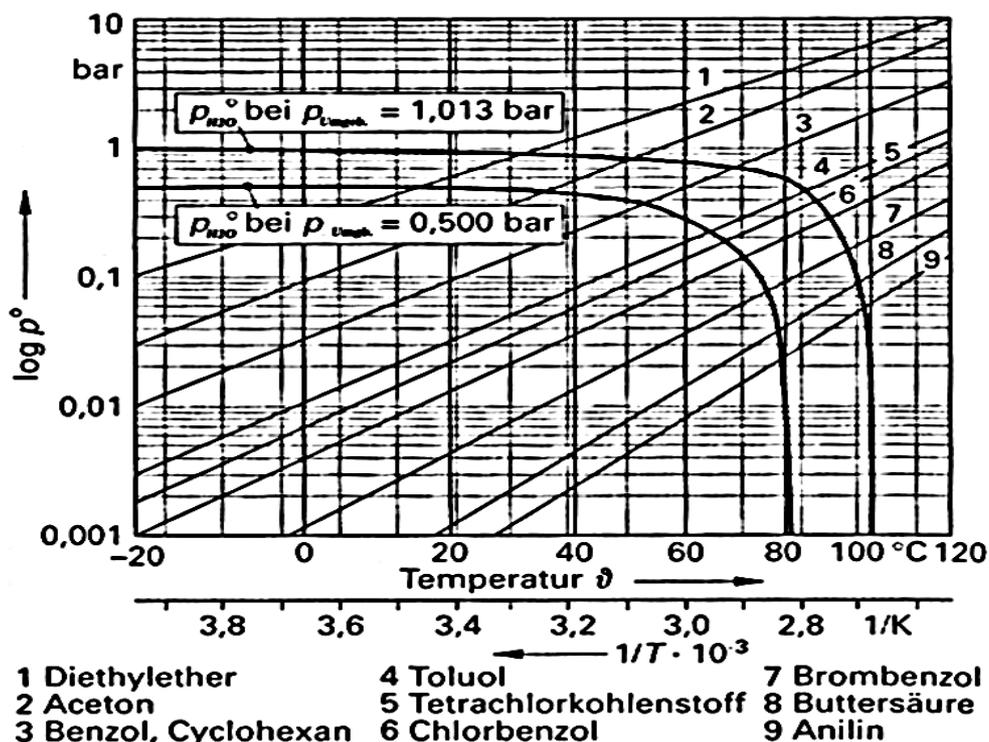
Die Bestimmung der Gemischsiedetemperatur bei der Wasserdampfdestillation erfolgt iterativ nach Gl.(3.2.13). Wenn die Dampfdrücke  $P_i^o$  in bar der Gemischkomponente  $i$  nicht tabelliert sind, können sie durch die sogenannte Antoine-Gleichung (3.2.15) berechnet werden.

$$P_i^o = F_1 \cdot 10^{\left(A_i - \frac{B_i}{T+C_i}\right)} \quad (3.2.15)$$

Dabei sind:

- $F_1$  Korrekturfaktor bei der Umrechnung von Torr in bar ( $=1,3332236842 \times 10^{-3}$ )  
 $A_i$  Stoffabhängige Antoine-Konstante [-]  
 $B_i, C_i$  Stoffabhängige Antoine-Konstanten [ $^{\circ}\text{C}$ ].

Ein spezielles Dampfdruckdiagramm, in dem der Logarithmus des Partialdrucks  $\log P^o$  über den Kehrwert der thermodynamischen Temperatur  $1/T$  aufgetragen ist (siehe Abbildung 3.2.4), kann zur graphischen Ermittlung der Gemischsiedetemperatur heran gezogen werden.



**Abbildung 3.2.4:**  $\log P^o$ - $1/T$ -Diagramm der Dampfdruckkurven organischer Flüssigkeiten für die Wasserdampfdestillation bei 1,013 bar und 0,5 bar Gesamtdruck (nach [26]).

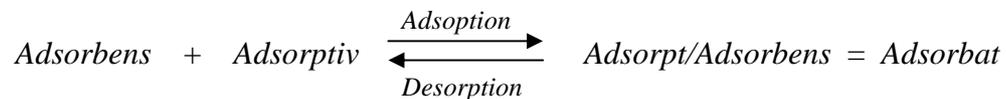
Die Dampfdruckkurven in Abbildung 3.2.4 werden durch die Antoine-Gleichung beschrieben, wobei die Kurven für organische Flüssigkeiten nahezu linear verlaufen. Für Wasser sind bei verschiedenen Umgebungsdrücken ( $P_{umgb.}$ ) bzw. Gesamtdrücken zwei Kurvenlinien ( $P_{H_2O}^o$ -Kurve) gezeichnet. Die Gemischsiedetemperatur erhält man am Schnittpunkt der Dampfdruckkurve des organischen Stoffes mit der Linie des

Dampfdruckes des Wassers. Dort ist die Summe der Dampfdrücke so groß wie der Umgebungsdruck bzw. Gesamtdruck. Parameter der Antoine-Gleichung für einige PAK können der Literatur [13] entnommen werden.

### 3.2.2 Desorptionsgrundlagen

Allgemein werden als Desorptionsvorgänge Umkehrprozesse der Sorptionsvorgänge bezeichnet. Sorbieren ist das Abtrennen gasförmiger Komponenten aus einem Gasgemisch durch ein Lösungsmittel (Absorption) oder durch Anlagerung an der Oberfläche poröser grenzflächenaktiver Feststoffe (Adsorption). Die Desorption wird meist zur Regenerierung von Absorptionslösungsmittel und Adsorptionsmittel angewandt.

Bei dem Dampfstripp-Verfahren ist allein die Desorption als Umkehrprozess der Adsorption von Interesse. Nicht nur Gasgemische können bei der Adsorption gereinigt werden, sondern auch Flüssigkeitsgemische [27]. Die folgende Gleichung gibt den Gesamtprozess mit der entsprechenden Nomenklatur wieder [20].



Das Adsorbens ist der Hilfsstoff (oberflächenaktiver Feststoff) bzw. das Adsorptionsmittel, welches die Trennkomponente im Gas- oder Flüssigkeitsgemisch (Adsorptiv) bindet. An das Adsorbens gebundene Trennkomponenten werden als Adsorpt bezeichnet. Der Verbundkomplex Adsorpt/Adsorbens wird als Adsorbat bezeichnet. Je nach Bindungsart der Moleküle an der Feststoffoberfläche unterscheidet man physikalische Adsorption bzw. Physisorption, wobei die Bindungskräfte Van-der-Waal und elektrostatische Kräfte sind und chemische Adsorption bzw. Chemisorption, wobei die Bindung durch Valenzkräfte zustandekommt.

Die Adsorption ist ein exothermer Vorgang, da bei der Bindung die Beweglichkeit und damit die Energie der Adsorptivmoleküle herabgesetzt wird. Während bei der Physisorption die Bindung relativ locker und leicht wieder lösbar ist, muss bei der Chemisorption mit einem höheren Trennaufwand gerechnet werden. Diese Tatsache wird auch durch die Adsorptionswärme ( $< 40 \text{ kJ/mol}$  Adsorpt (Physisorption),  $> 80 \text{ kJ/mol}$  Adsorpt (Chemisorption)) wiedergegeben [20].

Zur Beschreibung des Adsorptionsprozesses sind Kenntnisse über Gleichgewicht und Kinetik von Interesse. Das Gleichgewicht bei der Adsorption wird durch die Adsorptionsisotherme beschrieben. Sie gibt die adsorbierte Menge der zu trennenden Gasgemischkomponente  $i$  (Adsorptiv) in Abhängigkeit des Gleichgewichtspartialdrucks dieser Komponente im Gasgemisch bei konstanter Temperatur wieder [27].

$$X_i = f(P_i) \quad \text{bei } T = \text{konst.} \quad (3.2.16)$$

Hierin sind  $X_i [\text{kg Adsorpt}/\text{kg Adsorbens}]$  die Beladung des Adsorbens mit der zu trennenden Gasgemischkomponente  $i$  und  $P_i$  dessen Gleichgewichtspartialdruck. Der Partialdruck  $P_i$  wird manchmal auch durch das Verhältnis  $P_i/P_i^\circ$ , das in der Trocknungstechnik als relative Feuchte bzw. Sättigung  $j_i$  bekannt ist, ersetzt [20]. Allerdings gibt es in der Adsorptionstechnik kaum eine allgemein gültige Formel [28]. In der Praxis werden Adsorptionsisotherme experimentell ermittelt. Ihre Verläufe sind von

den Parametern Druck und Temperatur aber auch vom Porensystem des Adsorbens und seiner Wechselwirkung mit dem Adsorptiv abhängig. Abbildung 3.2.5 gibt eine Übersicht charakteristischer Adsorptionsisothermen:

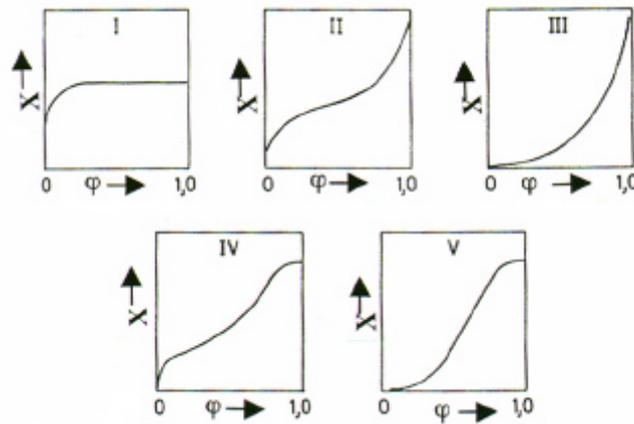


Abbildung 3.2.5: Charakteristische Adsorptionsisothermen (nach [27]).

Zur Korrelation bzw. Extrapolation dieser Kurven gibt es verschiedene Ansätze. Hier werden einige Ansätze aus Sattler [20, S. 58] dargestellt.

- *Freundlich-Ansatz*

$$X = k_1 \cdot j^{k_2} \quad (3.2.17)$$

$k_1$  und  $k_2$  sind experimentell zu bestimmende temperaturabhängige Konstante. Dieser Ansatz beschreibt die Adsorptionsisotherme der Grundform III.

- *Langmuir-Ansatz*

$$X = X_{max} \cdot \frac{k_A \cdot \varphi}{1 + k_A \cdot \varphi} \quad (3.2.18)$$

Dabei sind  $X_{max}$  die Maximalbeladung bei einmolekularer Adsorbensbelegung durch Adsorpt und  $k_A$  der Adsorptionskoeffizient. Beide werden experimentell bestimmt. Es werden Isotherme der Grundform I beschrieben.

- *Brunauer, Emmet, Teller-Ansatz ( BET-Ansatz)*

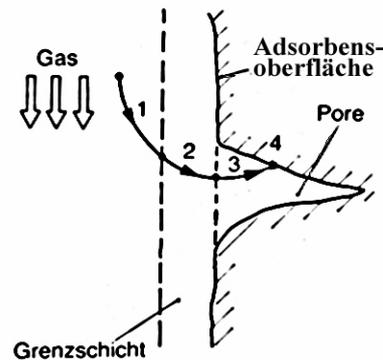
$$X = X_{max} \cdot \frac{k_A \cdot \varphi}{1 - \varphi} \cdot \frac{1 - (n+1) \cdot \varphi^n + n \cdot \varphi^{n+1}}{1 + (k_A - 1) \cdot \varphi - k_A \cdot \varphi^{n+1}} \quad (3.2.19)$$

Hierbei ist  $n$  die Zahl der Adsorptmolekellagen auf dem Adsorbens (Zahl der Schichten). Für  $n=1$  ergibt sich der Langmuir-Ansatz.

Diese Ansätze werden speziell für die Adsorption organischer Schadstoffe an Bodenmaterial in Höhne [13] diskutiert. Dort wurde festgestellt, dass der Langmuirsche Ansatz selten zur Beschreibung der Adsorption herangezogen wird aufgrund der nicht Homogenität der Oberfläche des Bodenmaterials und auch der ungleichen Adsorptionswärme der Bedeckungsschichten. Untersuchungen der Adsorption organischer Schadstoffe an feuchtem huminstoffhaltigem Bodenmaterial wurden am besten mit dem Freundlich-Ansatz beschrieben. Dabei wurde die Beladung in Abhängigkeit der Schadstoffkonzentration  $c_e$  anstelle von  $j$  ermittelt. Die Konstante  $k_1$  wurde durch  $K_F$  eine Schadstoff/Boden-charakteristische Konstante mit der Einheit  $\left[ \frac{mg_{\text{Adsorpt}} / kg_{\text{Adsorbens}}}{mg_{\text{Adsorpt}} / kg_{\text{Fluid}}} \right]$

ersetzt. Für  $k_2$  wird  $1/n$  mit den Werten 0,3 bis 1,7 angegeben, wobei in den meisten Fällen der Wert 1 einzusetzen ist. Weitere Vereinfachungen wurden durchgeführt, um die Berechnungsgleichungen möglichst nah an die Realität zu bringen, was aber hier nicht weiter erläutert wird. Des Weiteren hat sich nach Höhne [13] der BET-Ansatz als geeignet erwiesen bei der Beschreibung der Adsorption leichtflüchtiger organischer Substanzen am trockenem Bodenmaterial mit geringerem organischen Kohlenstoffgehalt (*TOC-Gehalt* < 1 Gew.-%).

Neben den Sorptionsisothermen hat der zeitliche Ablauf der Adsorption, d.h. die Kinetik, besondere Bedeutung. Der Vorgang der sorptiven Bindung von Adsorptivmolekülen an das Adsorbens lässt sich in verschiedene Schritte teilen, wie es in Abbildung 3.2.6 zu sehen ist.



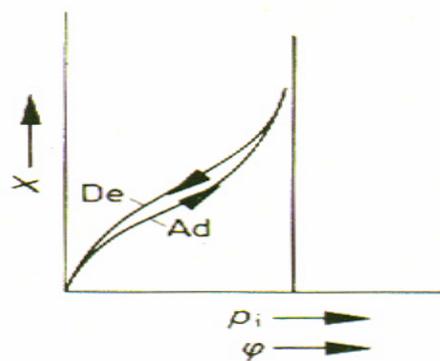
**Abbildung 3.2.6:** Teilschritte der Adsorption aus der Gasphase (in Anlehnung an [27]).

- 1 Stofftransport durch die Gasströmung an die Grenzschicht,
- 2 Stoffdiffusion durch die Grenzschicht an die äußere Adsorbensoberfläche (Filmdiffusion),
- 3 Stoffdiffusion durch die Poren an die innere Adsorbensoberfläche (Porendiffusion bzw. Korndiffusion),
- 4 eigentliche Adsorption.

Der langsamste dieser Teilschritte bestimmt die Geschwindigkeit des Gesamtadsorptionsablaufes. Nach Fritz [27] ist meist aufgrund der Struktur der Kapillare und Poren des Adsorbens die Korndiffusion (bzw. Porendiffusion) geschwindigkeitsbestimmend bei Adsorption aus der Gasphase.

Adsorptionsprozesse verlaufen günstig bei hohen Drucken und niedrigen Temperaturen [28]. Ein weiterer wichtiger Prozessparameter ist die Adsorptionfähigkeit der verwendeten Adsorbensfeststoffe. Dieser wird durch die sogenannte spezifische Oberfläche gegeben [20]. Dabei ist zu unterscheiden zwischen volumenbezogener spezifischer Oberfläche [ $\text{m}^2/\text{m}^3$ ] und massenbezogener spezifischer Oberfläche [ $\text{m}^2/\text{g}$ ]. Zu deren Bestimmung gibt es nach Hemming [28] drei Methoden: das Adsorptionsverfahren (BET-Verfahren nach DIN 66131), das Gasdurchlässigkeitsverfahren (Blain-Methode nach DIN 66127) und die rechnerische Ermittlung mit Hilfe der RRSB-Funktion aus einer Kornungsanalyse.

Die Desorption ist der umgekehrte Vorgang der Adsorption, also die Trennung von adsorbierten Stoffen (Adsorpt) aus einer Feststoffmatrix (Adsorbens). Beide Phänomene unterliegen den gleichen Gesetzmäßigkeiten, wobei eine Sorptionshysterese im Gleichgewichtsdiagramm zu beobachten ist.



**Abbildung 3.2.7:** Sorptionshysterese zwischen Adsorption und Desorption.

Diese Tatsache lässt sich durch die sogenannte Kapillarkondensation begründen [20]. Im Gegensatz zu den Adsorptionsvorgängen begünstigen niedrige Drücke und hohe Temperaturen die Desorption. Die Desorption ist ein endothermer Vorgang, wobei die benötigte Mindestwärme so groß wie die Adsorptionswärme sein muss. Der Stofftransport erfolgt nach dem umgekehrten Gang des in Abbildung 3.2.6, S. 22 dargestellten Verlaufsinnes. In Höhne [13] wird aus Untersuchungen, die am Bodenmaterial der Körnung zwischen 1 bis 2 mm durchgeführt wurden, angegeben, dass Porendiffusion keinen geschwindigkeits-bestimmenden Einfluss besitzt. Auch mit einer Erhöhung der relativen Geschwindigkeit zwischen Partikeloberfläche und überströmendem Gas sei der Einfluss der Filmdiffusion zu reduzieren. Ferner wird die Desorption als Reaktion erster Ordnung angesehen und deshalb mit folgendem kinetischen Ansatz beschrieben.

$$\frac{dn_{OS}}{n_{OS}^z} = k_o \cdot \exp\left(-\frac{E_A}{R \cdot T}\right) \cdot dt \quad \text{mit } z=1 \quad (3.2.20)$$

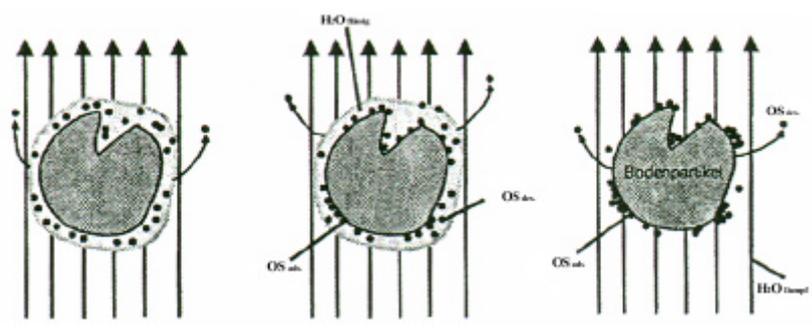
Es bedeuten:

$n_{OS}$	Stoffmenge organischer Schadstoffe	[mol]
$E_A$	Aktivierungsenergie	[J/mol]
$k_o$	Geschwindigkeitskonstante	[1/Zeit].

### 3.2.3 Trennmechanismen des Dampfstripp-Verfahrens

Bei dem Dampfstripp-Verfahren werden die Trennvorgänge der Wasserdampfdestillation gekoppelt mit der Desorption genutzt, um organische Schadstoffe aus kontaminiertem Bodenmaterial zu entfernen. Dabei dient Wasserdampf als Wärmelieferant, Destillationsmittel und Trägergas. Die Schadstoffabfuhr wird begünstigt durch die Prozessbedingungen des niedrigen Druckes und der hohen Temperatur aber auch durch die Herabsetzung der Verdampfungstemperatur bzw. Erhöhung des Schadstoffdampfdruckes. Die Form, in der die organischen Kontaminationen im Bodenmaterial vorliegen, bestimmt, ob Destillations- und/oder Desorptionsphänomene stattfinden. Abbildung 3.2.8 gibt eine Übersicht der möglichen Vorgänge und Mechanismen bei dem Dampfstripp-Verfahren.

Schadstoff-Form	Zustandsformen des Bodenmaterial-Schadstoff-Gemisches		
	(1)	(2)	(3)
	Schadstoff als zweite Flüssigphase neben Wasser	Schadstoff adsorbiert/ Boden feucht	Schadstoff adsorbiert/ Boden trocken



Reinigungs-mechanismus	Wasserdampfdestillation	Wasserdampfdestillation und Desorption	Desorption
Vorgang	Sieden des Wasser/Schadstoffgemisches	Schadstoffablösung in die Wasserphase und Sieden des Wasser/Schadstoffgemisches	Direkte Schadstoffablösung in die Gasphase
Charakteristik	Siedepunktniedrigung der Schadstoffe $T_{Sied, Gemisch} < T_{Sied, H_2O}$ $= f(\text{Druck } P)$	Veränderung des Adsorptions-/Desorptions-Gleichgewichtes bei $T_{Sied, Gemisch} < T_{Sied, H_2O}$ $= f(\text{Druck } P)$	Veränderung des Adsorptions-/Desorptions-Gleichgewichtes bei $T_{Sied, OS} > T_{Sied, H_2O}$ „trockene Desorption“

**Abbildung 3.2.8:** Mechanismen der Schadstofftrennung vom Bodenmaterial im Dampfstripp-Verfahren (nach [13]).

$OS_{ads.}$  adsorbierter organischer Schadstoff,  
 $OS_{des.}$  desorbierter organischer Schadstoff.

In der Zustandsform (1) liegen Wasser und organische Schadstoffe in flüssiger Phase nebeneinander vor. Der im Abschn. 3.2.1, S. 17–18 beschriebene Effekt der ineinander nicht löslichen Flüssigkeiten tritt auf. Das unlösliche Gemisch verdampft bei einer Temperatur deutlich unterhalb der Verdampfungstemperatur der einzelnen Gemischkomponenten, die allerdings vom Prozessdruck abhängt. Für einen gewählten Prozessdruck fällt die Verdampfungstemperatur des Gemisches unter die Verdampfungstemperatur von reinem Wasser bei diesem Druck. Die Zustandsform (2) beschreibt den Fall, bei dem die organischen Schadstoffe am Bodenmaterial angelagert

bzw. sorbiert vorliegen. Zwischen Bodenkorn und umgebendem Wasserfilm besteht ein Adsorption-Desorption-Gleichgewicht. Dieses wird in Richtung der Desorption verschoben durch Einstellung günstiger Prozessbedingungen, d.h. erhöhte Temperatur und niedriger Druck. Die desorbierten Schadstoffe gelangen dann in den Wasserfilm und werden von dort in die Gasphase durch Wasserdampfdestillation überführt. In Zustandsform (3) liegt auch ein Adsorption-Desorption-Gleichgewicht vor, da der Schadstoff am trockenen Bodenkorn (ohne Wasserfilm) adsorbiert ist. Dies ist der Fall, wenn der partikelumgebende Wasserfilm vollständig verdampft. Die Überführung der Schadstoffe erfolgt direkt vom festen Bodenmaterial in die Gasphase.

## 4 Das GKSS-Rohr-Reaktor-Verfahren (GRR-Verfahren)

Das entwickelte GKSS-Rohr-Reaktor-Verfahren, abgekürzt GRR-Verfahren, nutzt die Trennmechanismen des Dampfstripp-Prozesses, um hochkontaminiertes Bodenmaterial zu reinigen. Bodenfraktionen mit Partikelgrößen unterhalb  $180 \mu\text{m}$  werden in einem Rohrreaktor durch Wasserdampfdestillation, gekoppelt mit Desorption, behandelt. Die Schadstoffe werden zerstörungsfrei separiert. Demzufolge kann das GRR-Verfahren in die Gruppe der schadstoffseparierenden Dekontaminationsmaßnahmen als thermisches Verfahren eingeordnet werden (siehe Abbildung 1, S. 9). Neben den thermischen Trennmethoden der Destillation und der Desorption kombiniert das GRR-Verfahren weitere verfahrenstechnische Technologien in verschiedenen Prozessgängen. Die Beschreibung dieser Prozesse sowie deren technischen Einrichtungen ist Gegenstand der Erläuterungen in diesem Abschnitt. Ferner wird die Erweiterung der GRR-Anlage diskutiert.

### 4.1 Verfahrensbeschreibung

Zur Beschreibung des GRR-Verfahrens kann der Gesamtprozess grob in 3 Bereiche unterteilt werden, wie es im Verfahrensfliessbild der Abbildung 4.1 dargestellt wird.

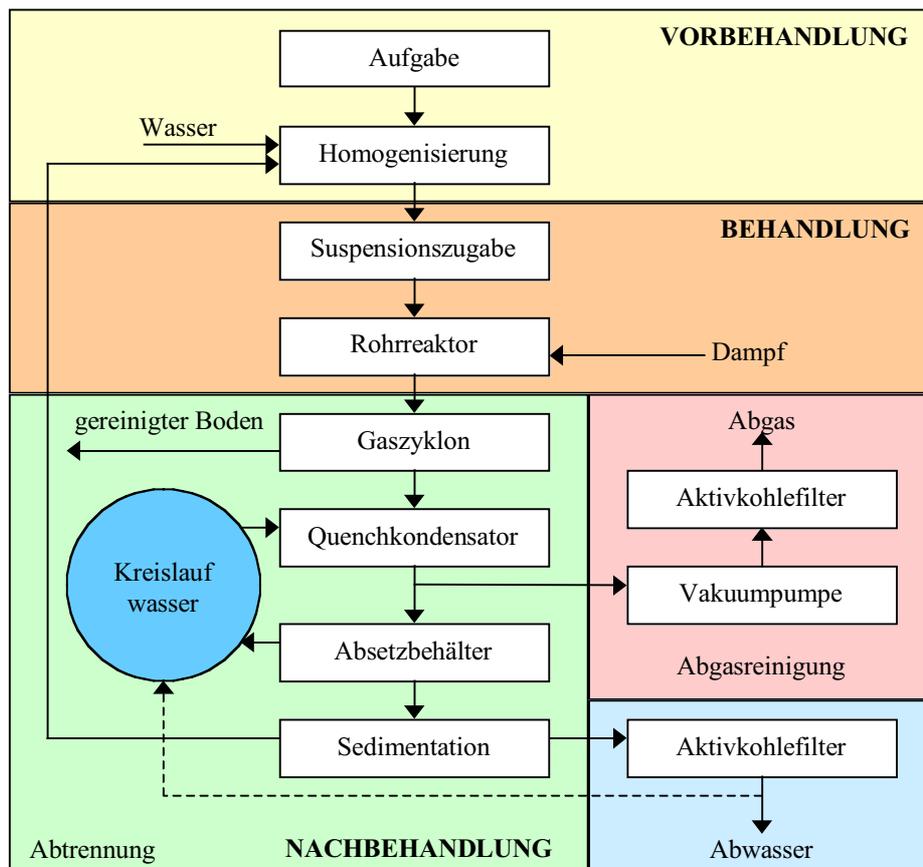


Abbildung 4.1: Grundflussbild des GRR-Verfahrens (nach [10]).

### 1. Vorbehandlung

In diesem Prozess-Schritt erfolgt eine für das Verfahren notwendige Aufbereitung des Bodenmaterials. Dabei wird unter Rühren und Zugabe von Wasser eine homogenisierte fließfähige Schlamm suspension zum Versprühen bereit gestellt.

### 2. Behandlung

Hier erfolgt die eigentliche Reinigung des kontaminierten Bodenmaterials durch die Phänomene des Dampfstripp-Verfahrens. Dazu wird die Schlamm suspension mit Hilfe einer Zweistoffdüse in den Rohrreaktor versprüht. An den gebildeten Tröpfchen bzw. Partikeln verläuft die Schadstoffabtrennung durch die im Abschn. 3.2.3, S. 24 beschriebenen Trennmechanismen.

### 3. Nachbehandlung

Dieser Prozessabschnitt der Nachbehandlung umfasst die Vorgänge der Trennung gereinigter Bodenpartikel vom schadstoffbeladenen Dampf und die Aufbereitung dieses Dampfes. Hierbei fällt nach der Sprühkondensation Abwasser an, das zum Teil als Sprühkondensationsmittel im Kreislauf verwendet wird. Der nicht genutzte Teil sowie die bei der Vakuumerzeugung entstehende Abluft werden in entsprechenden Reinigungsanlagen vor Abgabe an die Umwelt behandelt.

## 4.2 GRR-Anlage

Die zum Dampfstripp-Verfahren realisierte Technikumsanlage besteht aus verschiedenen Apparaten, Behältern und vielen weiteren Aggregaten. In Abbildung 4.2 (S. 28) werden die einzelnen Komponenten und ihr Zusammenbau zur Gesamtanlage dargestellt. Eine Beschreibung der GRR-Technikumsanlage erfolgt hier anhand einer Unterteilung des Gesamtprozesses in Einzelsysteme:

- Vakuumerzeugung,
- Wärmeenergieversorgung,
- Dampferzeugung,
- Schlammvorbehandlung,
- Zerstäubung,
- Behandlung im Rohrreaktor,
- Gas/Feststoff-Trennung,
- Aufbereitung des schadstoffbelasteten Dampfstroms,
- Mess-, Steuerungs- und Regelungstechnik (MSR-Technik),
- Sicherheitseinrichtungen / Nebenanlagen.

Die Beschreibungen beziehen sich auf das in Abbildung 4.2 dargestellte Verfahrensfliessbild der GRR-Technikumsanlage.

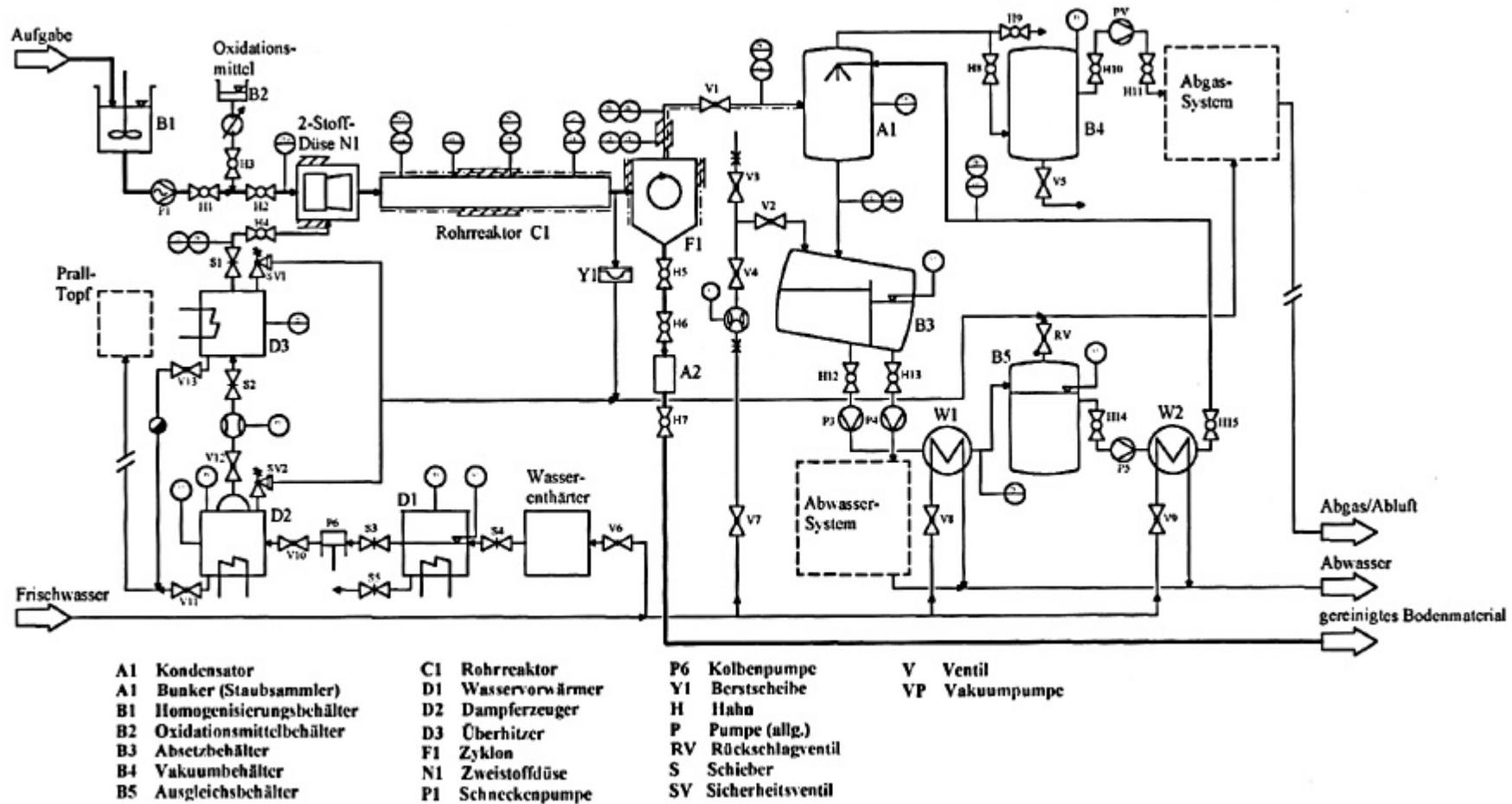


Abbildung 4.2: Verfahrensfließbild der GRR-Anlage.

### 4.2.1 Vakuumerzeugung

Das Vakuumerzeugungssystem besteht aus einer Vakuumpumpe (P2) und einem Vakuumbehälter (B4). Mit einem Förderstrom von  $30 \text{ m}^3/\text{h}$  wird von der Vakuumpumpe (P2) die Luft aus dem Behälter (B4) herausbefördert. Dadurch entsteht in den angeschlossenen Leitungen sowie in den Anlagenteilen (A1), (B3), (F1), (C1) ein Druck unterhalb des Atmosphärendrucks. Für den Rohrreaktor (C1) können somit Druckwerte zwischen  $0,5$  bis  $1 \text{ bar}$  (absolut) eingestellt werden. Die Wahl eines Unterdrucks erfolgt aus zwei Gründen:

- Zum einen sollen bei Undichtigkeit der Anlage insbesondere des Rohrreaktors (C1) die Schadstoffe in der Anlage selbst aufgefangen werden und nicht nach außen gelangen.
- Zum anderen werden die Effekte der Wasserdampfdestillation und der Desorption verstärkt (siehe Abschn. 3.2.1/ 3.2.2, S. 14/20) und somit die Abfuhr der Schadstoffe erleichtert.

Die zur Erzeugung des Unterdrucks evakuierte Abluft wird vor der Abgabe an die Umwelt über ein Abgasbehandlungssystem geleitet.

### 4.2.2 Wärmeenergieversorgung

Zur Durchführung des Dampfstripp-Prozesses wird Wärmeenergie benötigt. Diese ergibt sich aus dem Wärmebedarf für Wasserdampfdestillation und Desorption. Im GRR-Verfahren dient überhitzter Wasserdampf als Wärmelieferant. Dadurch konnten nach Westphal [10] bei der Behandlung von Hafensedimenten (Baggergut) Prozesstemperaturen zwischen  $170$  und  $340 \text{ }^\circ\text{C}$  erzielt werden. Um Wärmeverluste auszugleichen, ist entlang der Rohrreaktorstrecke (C1) über den Zyklon (F1) bis zum Eintritt in den Sprühkondensator (A1) eine Begleitheizung durch elektrische Heizdrähte bzw. -bänder und eine Isolierung aus Keramikwolle angelegt. Dies verhindert eine Temperatursenkung in diesen Prozess-Strecken und somit eine ungewollte Kondensation des schadstoffbeladenen Dampfes. Folge hieraus wäre beispielsweise das Ansetzen von Feststoff an der Reaktorwandung, schlimmstenfalls eine Reaktorverstopfung.

### 4.2.3 Dampferzeugung

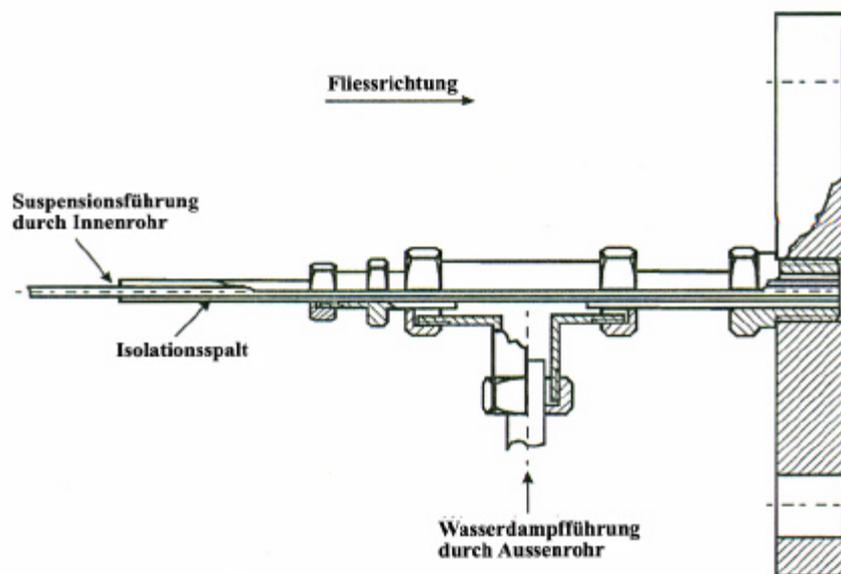
Das Dampferzeugungssystem besteht aus der Wasserenthärtung, einer Vorwärmung (D1), einem Dampfkessel (D2) und einem Dampfüberhitzer (D3). Leitungswasser wird zunächst enthärtet und in (D1) vorgewärmt. Mit einer Temperatur zwischen  $80$  bis  $90 \text{ }^\circ\text{C}$  wird das Wasser von der Pumpe (P6) in den Dampfkessel (D2) befördert. Die Enthärtung des Wassers ist notwendig, da Wärmeisoliereffekte von Kalkablagerungen im Dampfkessel und Vorwärmer dadurch vermieden werden. Mit einer Leistung von  $36 \text{ kW}$  kann im Dampfkessel (D2) maximal  $55 \text{ kg/h}$  Sattdampf bei ca.  $210 \text{ }^\circ\text{C}$  und  $20 \text{ bar}$  produziert werden. Bei der Reinigung von Baggergut wurde ein Dampfstrom von  $40 \text{ kg/h}$  erzeugt [10]. Dieser wurde im Überhitzer (D1) auf ca.  $450 \text{ }^\circ\text{C}$  überhitzt. Die Anlagenkomponenten (D1) bis (D3) werden elektrisch beheizt. Neben den Eigenschaften als Primärenergieträger und Destillationsmittel im Dampfstripp-Prozess dient der überhitzte Dampf als Trägergas für die verdampften bzw. desorbierten Schadstoffe und als Zerstäubungshilfsmittel der Suspension.

#### 4.2.4 Schlammvorbehandlung

Die zu behandelnden Bodenmaterialien oder Schlämme werden zu fließ- und zerstäubungsfähigen Suspensionen durch Wasserzugabe und Rühren aufbereitet. Bei schon durchgeführten Versuchen an der GRR-Technikumsanlage wurden Suspensionen der Feststoffanteile zwischen 12 Gew.-% TrockenSubstanz für Sedimente, 35 Gew.-% TS für Bodenwäscherückstände und 60 Gew.-% TS für Bohrschlämme behandelt [14, S. 43]. Dabei wurden durch Zugabe von Wasser unterschiedliche Suspensionszusammensetzungen erzeugt. Allerdings ist zu berücksichtigen, dass die Verdampfung von *mehr-Wasser* in der Suspension *mehr-Wärme* benötigt. Nach Homogenisierung im Behälter (B1) wird die fließfähige Suspension von der Exzenter-Schnecken-Pumpe (P1) zur Zweistoffdüse (N1) befördert. Mit dem Behälter (B2) ist eine Zugabe von Oxidationsmittel (z.B. Wasserperoxid  $H_2O_2$ ) möglich.

#### 4.2.5 Zerstäubung

Wesentliches Bauteil des Zerstäubungssystems ist die eigens für die GRR-Anlage entwickelte Zweistoffdüse (N1), die in Abbildung 4.3 dargestellt ist.



**Abbildung 4.3:** Zweistoffdüse der GRR-Anlage zur Zerstäubung der Schlammsuspension (nach [10]).

Diese wurde auf der Basis von Standardbauteilen konstruiert, um die Anpassung bei eventuellen Veränderungen einfach durchführen zu können. Der Suspensionskanal ist konzentrisch zum Heißdampfkanal angeordnet. Durch Verdampfen des Suspensionswassers kann das übrig bleibende Schadstoff/Feststoff-Gemisch an der Kanalwand haften. Folge daraus ist eine sichere Verstopfung der Düse. Aus diesem Grund muss ein erforderlicher Leitungsdruck über die Schneckenpumpe (P1) gehalten werden, damit das Suspensionswasser nicht spontanverdampft. Eine wärmetechnische Auslegung der in Abbildung 4.3 dargestellten Zweistoffdüse ist in Höhne [13] durchgeführt. Das Prinzip der Zerstäubung bzw. Versprühung beruht darauf, dass am Austritt der Düse die Suspension tröpfchenförmig vom Heißdampf mit hoher Geschwindigkeit mitgerissen wird [29]. Nach Höhne [13] wird dies auf das sogenannte „Preifilming“ zurückgeführt. Dadurch findet eine Vergrößerung der mengenbezogenen Oberfläche der Suspension sowie eine Vermischung

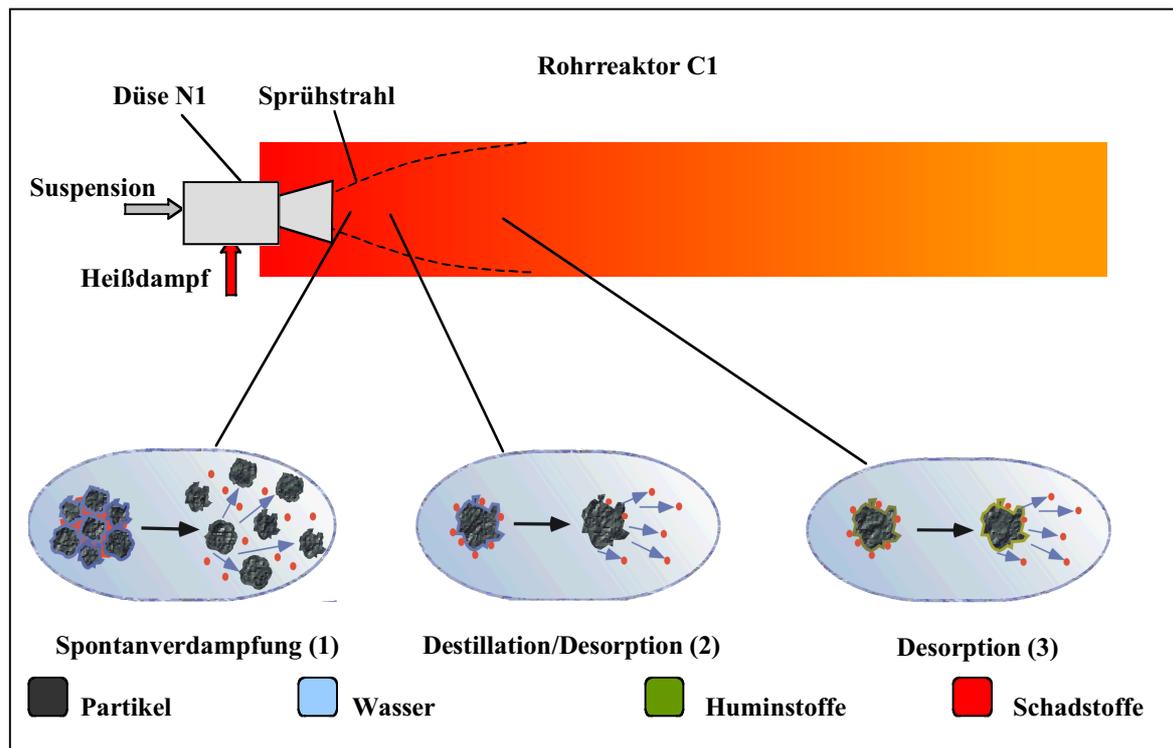
mit der Wasserdampfphase statt. Wärme- und Stoffaustausch werden intensiviert. Je feiner die Versprühung desto mehr aktive Oberfläche wird für die Reaktionen des Dampfstripp-Verfahrens frei. Die Reinigungsleistung der Anlage wird hierdurch stark verbessert.

#### 4.2.6 Behandlung im Rohrreaktor

Mit einer Länge von  $6,35\text{ m}$  und einem Innendurchmesser von  $54,5\text{ mm}$  bildet der Rohrreaktor (C1) das Kernstück der GRR-Technikumsanlage. Dieser Chrom-Nickel-Stahl-Zylinder wird mit Heizbändern elektrisch beheizt und nach außen hin durch eine Keramikwolle gegen Wärmeverluste isoliert. Der Rohrreaktor ist horizontal verlegt. Eine Modellvorstellung der Prozessvorgänge im Reaktorinnern ergibt sich nach dem in Abbildung 4.4, S. 32 dargestellten Schema:

1. An den versprühten Suspensionströpfchen erfolgt beim Eintritt in den Rohrreaktor eine Spontanverdampfung des Wassers, die zur Aufspaltung von Partikelagglomeraten (siehe Abbildung 4.4 (1)) in viele kleine Partikel führt. Der daraus entstehende mechanische Effekt bewirkt eine Teilabfuhr des Schadstoffes. Grund der Aufspaltung von Partikelagglomeraten ist der Druckabfall, dem die Suspension vom Düseninnenrohr ins Reaktorinnere ausgesetzt ist. Dies verstärkt den Effekt der Oberflächenvergrößerung durch Versprühung, was eine erhöhte Zugriffsmöglichkeit auf die organischen Schadstoffe durch die Vorgänge des Dampfstripp-Verfahrens erlaubt.
2. Der Heißdampf trifft auf die versprühten „kalten“ Tröpfchen und kondensiert teilweise. Dabei bildet sich ein Wasserfilm um die Suspensionströpfchen, wodurch der Vorgang der Wasserdampfdestillation beginnt (siehe Abbildung 4.4 (2)). Eine ausführlichere Beschreibung erfolgte bereits im Abschnitt 3.2.3, S. 24. Die Wärmeübertragung an die wasserfilmumgebenen Tröpfchen ist effektiver als bei den „trockenen“ Partikeln.
3. Nach einer gewissen Rohrreaktorstrecke verlieren die aus Humus- und Mineralstoffen bestehenden Partikel bzw. Partikelagglomerate ihren Feuchtegehalt und einen großen Teil der Schadstoffe (Ende der Schritte 1 u. 2). An solchen Partikeln greifen die Mechanismen der Desorption an, wodurch sorbierter Restschadstoff in die Gasphase entweicht. Die hohe Temperatur und der herrschende Vakuumdruck im Rohrreaktor begünstigen diesen Vorgang.

Abbildung 4.4 fasst die verschiedenen Prozess-Schritte zusammen.



*Abbildung 4.4: Modellvorstellung der Prozessvorgänge bei dem Dampfstripp-Verfahren im Rohrreaktor.*

Der tatsächliche Prozessverlauf im Reaktorinnern kann von dieser idealisierten Modellvorstellung abweichen. Neben den Phänomenen des Dampfstripp-Verfahrens finden Trocknung und pneumatische Förderung im Rohrreaktor statt.

#### 4.2.7 Gas/Feststoff-Trennung

Dem Rohrreaktor (C1) ist ein Gaszyklon (F1) nachgeschaltet. Dieser, der genauso wie der Rohrreaktor elektrisch beheizt und isoliert ist, dient der Abscheidung der gereinigten Partikelfractionen. Am Unterlauf des Zyklons ist ein sogenannter Bunker (Staubsammler) (A2) angeschlossen, der eine chargenweise Entnahme der gereinigten Partikelfraction ermöglicht. Die schadstoffbeladene Dampfphase wird am Zyklonoberlauf abgeführt. Zwischen Bunker und Zyklon sind zwei Armaturen angebracht. Durch dieses System wird verhindert, dass beim Entfernen des Bunkers zur Produktentnahme Außenluft in den Zyklon und somit in den Reaktor gelangt. Dies hätte einen Vakuumabbau zur Folge. Das Trenngrenzkorn des Zyklons liegt bei ca.  $20 \mu\text{m}$ .

#### 4.2.8 Aufbereitung des schadstoffbelasteten Dampfstroms

Der schadstoffbeladene Dampfstrom aus dem Zyklonoberlauf gelangt in den Sprühkondensator (A1), wo er mit einem kühleren Sprühnebel aus Kreislaufwasser in direkten Kontakt kommt und dadurch auskondensiert. Das Kondensat wird im Absetzbehälter (B3) aufgefangen und kann in aufschwimmender organischer Schadstoffphase, Wasserphase und sedimentierende Feinstpartikelphase getrennt werden. Vom Behälter (B3) führen zwei Abwasserströme, der eine zur Abwasserreinigungsanlage, der zweite über die Wärmetauscher (W1) und (W2) zum Kondensator im Kreislauf. In den Rohrstrang des Kreislaufwassers ist ein Ausgleichsbehälter (B5) integriert, der dazu dient, den Füllstand des Absetzbehälters während des Betriebes konstant zu halten. Die

Wärmetauscher (W1) u. (W2) dienen zum Kühlen des Kreislaufwassers. So wird verhindert, dass sich das Kreislaufwasser erwärmt, wodurch die Kondensation in (A1) zum Erliegen kommen würde. Ferner muss in der Anfahrphase der Anlage der Wasserkreislauf früh geschaltet werden, bevor die Einleitung des schadstoffbeladenen Dampfstromes in den Kondensator erfolgt.

#### **4.2.9 Mess-, Steuerungs- und Regelungstechnik (MSR-Technik)**

Die GRR-Technikumsanlage ist aus der Modifizierung einer ehemaligen Versuchsanlage der GKSS zur Quecksilberdekontamination (Pat.-Nr. DE 1952998C2) entstanden [13]. Verschiedene Bauteile und Komponenten der Anlage wurden zum Teil umgebaut, um sie neuen Anforderungen anzupassen. Zur Überwachung des Anlagenbetriebes und zur Untersuchung des Dampfstripp-Prozesses ist über die gesamte Anlage eine Vielzahl von Widerstandstemperaturfühlern (Pt 100), Drucksensoren, Durchflussmessgeräten und Füllstandsaufnehmern verteilt worden (siehe Abbildung 4.2, S. 28). Im Betrieb werden die Messdaten durch ein Messdatenerfassungsprogramm Lab View 3.0 aufgezeichnet und graphisch dargestellt. Ferner sind durch Spezialkonstruktionen am Rohrreaktor zwei Zinkselenit-Fenster (Schauglas) eingebaut worden, um Infrarotaufnahmen machen zu können. Daraus lassen sich Geschwindigkeit, Temperatur und Korngröße der Partikel ermitteln. Maßnahmen zur Steuerung und Regelung der Anlage werden grundsätzlich bei der Inbetriebnahme bis zum Erreichen gewünschter stabiler Betriebsparameter durchgeführt. Während des eigentlichen Anlagenbetriebes wird keine Änderung vorgenommen. Lediglich werden am Rohrreaktor Temperatur und Druck über die elektrische Begleitheizung und der Vakuumdrossel (PV) geregelt. Die zur Steuerung der Stoffströme verwendeten Armaturen werden meist per Hand bedient.

#### **4.2.10 Sicherheitseinrichtungen / Nebenanlagen**

Eine Reihe von Sicherheitseinrichtungen sorgt für den sicheren Betrieb. Bei Überschreiten von Grenzwerten schalten diese automatisch in die sichere Richtung. Hierzu sind zwei Sicherheitseckventile mit Federbelastung (SV1, SV2), ein Rückschlagventil (RV), eine Berstscheibe (Y1), ein Pralltopf und eine Reihe von Abfuhr-Leitungen zu zählen. Bei gefährlichem Druckanstieg im Rohrreaktor (C1) springt die eingebaute Berstscheibe an, bevor es zum Versagen des Reaktorwerkstoffs kommt. Dies gilt auch für den Dampfkessel (D2) und die Dampfüberhitzung (D3), an denen die Sicherheitseckventile angebracht sind. Die abgeführten Heißdämpfe werden über ein Abgasbehandlungssystem geleitet vor der Abgabe an die Umwelt. Diese Nebenanlage ist auch aufgrund der Vakuumerzeugung erforderlich. Eine weitere wichtige Nebenanlage ist das Abwasserbehandlungssystem.

### 4.3 Erweiterung der GRR-Anlage

Dieser Abschnitt behandelt die Gründe sowie die technischen Lösungsvorschläge zur Erweiterung der GRR-Anlage.

#### 4.3.1 Ziele der Erweiterung der GRR-Anlage

Mit der Erweiterung der GRR-Anlage verfolgte man folgende Ziele:

- Durchsatzerhöhung um Faktor 10,
- Wirtschaftlichkeitsoptimierung durch Heißgasverwendung.

Bei der derzeitigen Anlage variiert der Durchsatz zwischen 3 bis 10 kg/h. Mit dem Ziel der Erhöhung um Faktor 10 soll ein Durchsatz von 100 kg/h erreicht werden. Hieraus entstehen Engpässe an bereits bestehenden Anlagekomponenten, die in den meisten Fällen neuer Auslegungen bedürfen.

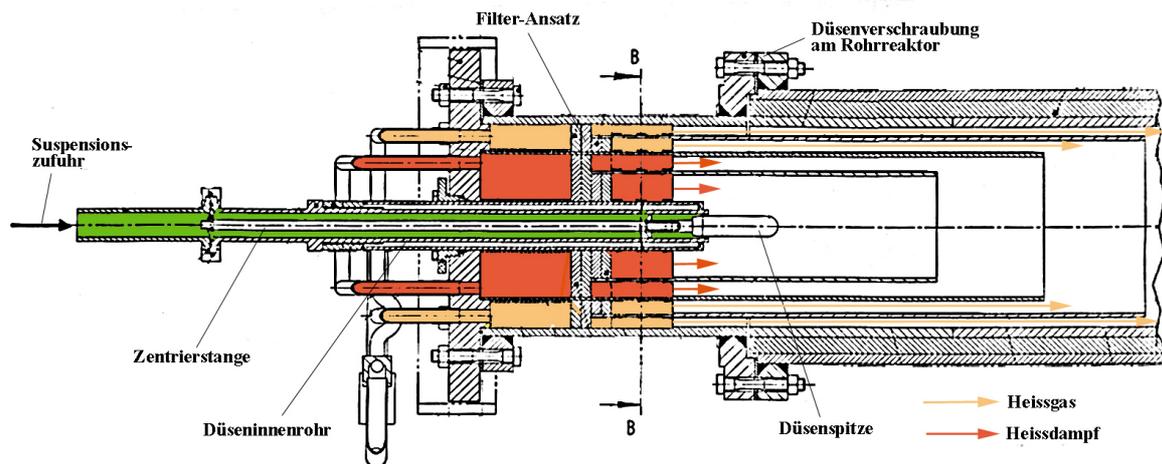
Das Ziel der Optimierung der Wirtschaftlichkeit wird durch Minimierung der Betriebskosten angestrebt. Dabei wird in Ergänzung zum Heißdampf Prozessgas verwendet. So lässt sich eine Reduzierung der Energiekosten erzielen. Gegenüber den hohen Heißdampfproduktionskosten steht beispielsweise Luft als Prozessgas zwar kostenfrei zur Verfügung, erfordert aber hohe anlagentechnische Investitionen. Bei der GRR-Anlage erfolgt eine Wirtschaftlichkeitsoptimierung eher durch die Minimierung der Betriebskosten, als durch die Senkung der Investitionskosten. Solche Entscheidungen entstehen meist nach Abwägung vieler Parameter u.a. Wünsche und Anforderungen von potenziellen Anlagenabnehmern. Dabei können folgende Kriterien herangezogen werden:

- Hoch- bzw. niedrigqualifiziertes Bedienungspersonal,
- Kostspielige bzw. preisgünstige Energieversorgung,
- Gesetzeslage (strengere oder lockere Auflagen).

#### 4.3.2 Technische Lösungen zur Erweiterung der GRR-Anlage

Um den gestellten Erweiterungszielen gerecht zu werden, müssen für den Gesamtprozess benötigte und geeignete Anlagenkomponenten identifiziert und ausgelegt werden.

Bereits gemachte Überlegungen über die zusätzliche Nutzung von Heißgas im Dampfstripp-Prozess haben zu der Entwicklung einer Dreistoffdüse geführt, die in Abbildung 4.5 (S. 35) dargestellt ist. Funktionsprinzip dieser Düse ist, dass zunächst Heißdampf mit hoher Geschwindigkeit auf die Suspension trifft, sie tröpfchenförmig mitreißt, wodurch die Versprühung entsteht. Das schnellströmende Heißgas zwingt die Sprühstrahlen zu einer Rohrströmung. Aufbaucharakteristik dieser Dreistoffdüse ist die Ineinanderschachtelung mehrerer zylindrischer Rohre, die somit Strömungsräume für Schlammsuspension, Heißdampf und Gas bilden. Der Strömungsquerschnitt des Düseninnenrohrs ist durch die Zentrierstange verengt, um die Fließgeschwindigkeit der Suspension im Düseninnenrohr zu erhöhen. Daraus ergibt sich eine kürzere Verweilzeit der Suspension im wärmebelasteten (wegen hoher Temperatur des Heißdampfes) Düseninnenrohr. Mit der Düsen spitze wird der Druckabbau infolge Strömungsdruckverlusten in dem Düseninnenrohr kompensiert, da hier keine Kavitation auftreten darf. Heißdampf und -gas werden in separate Räume geführt. Dabei wird durch eingebaute unterschiedlich dicke Sinter-Filter die Strömungsgeschwindigkeit reguliert.



**Abbildung 4.5:** Entwickelte Dreistoffdüse (GKSS-TZ Nr.00.0.01.0437).

Ausgehend von der bestehenden Anlage und unter Berücksichtigung der Zielvorgabe der Erweiterung wird zunächst ein vereinfachtes Verfahrensfliessbild des entwickelten Prozessentwurfs dargestellt (siehe Abbildung 4.6, S. 36). Das Aufgabegut (kontaminiertes Bodenmaterial) wird zu Suspension in einer ersten Prozess-Stufe aufbereitet. Danach erfolgt die Versprühung in der Dreistoffdüse mit anschließender Dampfstripp-Reaktion im Rohrreaktor. Nach Trennung des gereinigten Bodenmaterials wird das schadstoffbeladene Gasgemisch in weiteren Prozess-Stufen aufbereitet. Dabei wird der Wasserdampfanteil kondensiert und das Gas über Verdichter bzw. Kompressoren weiter im Kreislauf befördert. Neben der entwickelten Dreistoffdüse ist das Kompressorsystem eines der wesentlichen neuen Bauteile der GRR-Anlage. In der Gasüberhitzungsstufe wird das Gas auf Prozesstemperatur gebracht. Da bei der Behandlung von Bohrschlamm Mineralöl als Schadstoff anfällt, wird ein Ölfangbehälter vorgesehen, über den Frischgas in den Gaskreislauf injiziert wird. Eine Reihe von Wärmetauschern bzw. Kühlern sorgen für den benötigten Wärmetransfer und somit für eine Optimierung des Wärmefflusses im Gesamtprozess. Frischwasser, Gas und Aufgabegut sind die dem Prozess zulaufenden Stoffströme. Dabei dient die Gaszufuhr nur der Kompensation von Gaskreislaufverlusten. Abströme sind Abwasser, Schadstoff (Öl), Abluft und das gereinigte Bodenmaterial.

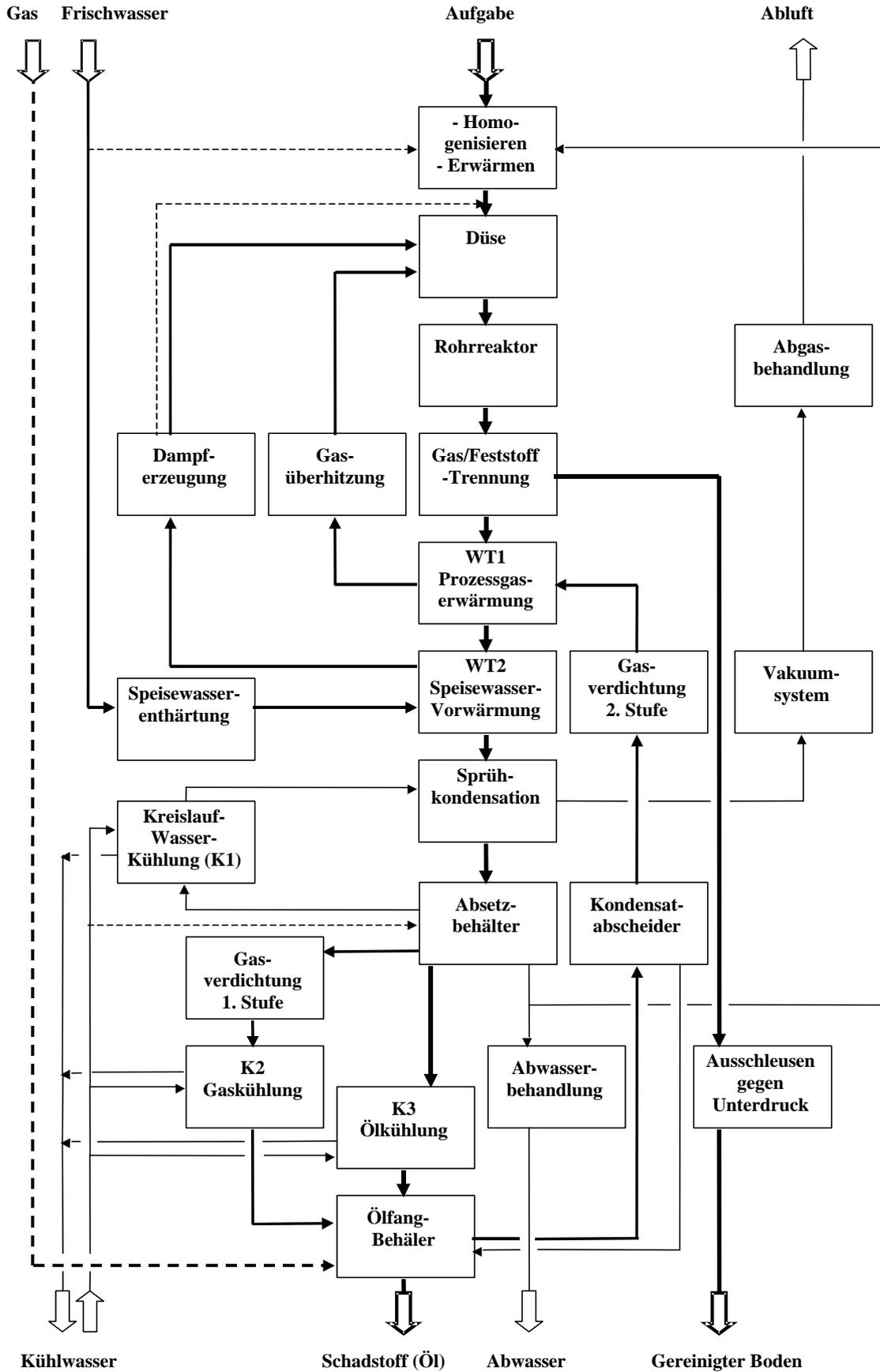


Abbildung 4.6: Grundfließbild des Prozessentwurfs der erweiterten GRR-Anlage.

## 5 Berechnung der erweiterten GRR-Anlage

Die Berechnungen erfolgen für den in Abbildung 4.6 (S. 36) dargestellten Prozessentwurf der erweiterten GRR-Anlage. Die Vorgehensweise richtet sich nach folgendem Schema:

- Konzept und Problemanalyse,
- Lösungsvorschlag,
- Berechnung und Auslegung.

Dieser Abschnitt wird in drei Unterabschnitte untergliedert. Zunächst werden für die Suspension Berechnungsmethoden der Stoffwertermittlung diskutiert. Danach werden Energie- und Stoffströme im Gesamtprozess ermittelt und berechnet. Anschließend erfolgt die Berechnung und Auslegung einiger wichtiger Anlagenkomponenten.

### 5.1 Stoffdaten

Die Auslegung verfahrenstechnischer Apparate und Anlagen erfordert die Kenntnis über eine mehr oder weniger große Zahl von Stoffdaten bzw. Stoffwerte der zu verarbeitenden Stoffe. Stoffdaten sind thermodynamische Zustandsgrößen und hängen somit vom Zustand des betrachteten Systems ab [30]. Dabei ist die Veränderlichkeit der Stoffwerte mit der Temperatur besonders stark, während der Einfluss des Druckes im allgemeinen gering, wenn auch durchaus nicht generell zu vernachlässigen ist. Bei Gemischen kommt die Abhängigkeit von der Zusammensetzung hinzu. Oft ist es schwierig, benötigte Stoffwerte als verlässliche Messwerte im interessierenden Druck-, Temperatur- und Konzentrationsbereich zu erhalten. Für besonders wichtige technische Reinstoffe (z.B. Luft, Wasser) sind zuverlässige Stoffeigenschaftswerte tabelliert. Dagegen liegen bei Gemischen im Regelfall keine Messwerte der Stoffeigenschaften vor. Zur Abhilfe dienen Abschätzungsmethoden. Dabei können nach VDI-Wärmeatlas [22, Da1] die Methoden der Mischungsformel und der 1-Fluid-Approximation angewandt werden. Hier wird die Mischungsformel-Methode angewandt, da die Stoffdaten der Gemischkomponenten (Reinstoffe) bekannt sind.

Das Aufgabegut der GRR-Anlage ist ein Stoffgemisch, das keine tabellierten Stoffeigenschaftswerte besitzt. Die Abschätzung dieser Stoffwerte ist deshalb unumgänglich. Zu den Aufgabegütern in der GRR-Anlage sind organisch verunreinigte Baggergüter, Bohrschlämme und hochkontaminierte Reststofffraktionen aus Bodenwaschanlagen zu zählen. Prozesstechnisch bedingt (z.B. Förderung und Zerstäubung in der Dreistoffdüse) muss das Aufgabegut zu Suspension aufbereitet werden. Für die Berechnungen wird Bohrschlamm als Aufgabegut mit folgenden Daten zu Grunde gelegt:

- Feststoff: 70 Gew.-%,
- Organische Schadstoffe: 20 Gew.-%,
- Wasser: 10 Gew.-%,
- Temperatur 10 °C.

Als Feststoffdaten werden bei den Berechnungen die Stoffwerte von Quarz eingesetzt. Für die organischen Schadstoffe wird ein Paraffinöl, n-Undecan ( $C_{11}H_{24}$ ) gewählt.

Die Aufbereitung zur Suspension erfolgt durch Zusetzen von Wasser zu dem Aufgabegut. Daraus ergeben sich für die Suspension unterschiedliche Konzentrationen.

Zur Berechnung der Dichte  $\rho_{sus}$  [ $kg/m^3$ ] einer Suspension, die aus einem Feststoff als disperse Phase und einer Flüssigkeit als Dispersionsphase besteht, schlägt Bockhardt [25, S. 140] die folgende Gleichung vor.

$$\rho_{sus} = \rho_{flüss} + C_{V,Fest} \cdot (\rho_{Fest} - \rho_{flüss}) \quad (5.1.1)$$

Flüssigkeitsdichte  $\rho_{flüss}$  und Feststoffdichte  $\rho_{Fest}$  sind in der Einheit  $kg/m^3$  einzusetzen.  $C_{V,Fest}$  [ $m^3$  Feststoff/ $m^3$  Suspension] ist ein Parameter, der den Volumenanteil des Feststoffes in der Suspension charakterisiert.

Nach Hemming [28, S. 42] ist die Suspensionsdichte durch die Beziehung

$$\rho_{sus} = \frac{\rho_{Fest} \cdot \rho_{flüss}}{C_{m,Fest} \cdot \rho_{flüss} + (1 - C_{m,Fest}) \cdot \rho_{Fest}} \quad (5.1.2)$$

zu berechnen.  $C_{m,Fest}$  [ $kg$  Feststoff/ $kg$  Suspension] ist der Massenanteil des Feststoffes in der Suspension.

Die Abschätzung der spezifischen Wärmekapazität  $Cp_{sus}$  einer Suspension aus einer flüssigen Phase und einer Feststoffphase erfolgt nach VDI-Wärmeatlas [22, Ma 10].

$$Cp_{sus} = C_{m,Fest} \cdot Cp_{Fest} + (1 - C_{m,Fest}) \cdot Cp_{flüss} \quad (5.1.3)$$

Bei Mehrphasensuspensionen, in denen beispielsweise neben der Feststoffphase eine Öl- und Wasserphase vorliegen, wird Gl. (5.1.3) zu

$$Cp_{sus} = C_{m,Fest} \cdot Cp_{Fest} + C_{m,Öl} \cdot Cp_{Öl} + C_{m,Wasser} \cdot Cp_{Wasser} \quad (5.1.4)$$

erweitert. Die angehängten Indizes stehen jeweils für die Feststoff-, Öl- und Wasserphasen. Alle  $Cp$ -Werte werden in der Einheit  $kJ/kg K$  bzw.  $kJ/kg ^\circ C$  angegeben.

Zur Berechnung der Viskosität werden unterschiedliche Ansätze gemacht. Für Suspensionen geringerer Volumenkonzentration kann die Abschätzung nach der sogenannten Einstein-Beziehung erfolgen [28, S. 44].

$$\rho_{sus} = \rho_{flüss} \cdot (1 + 2,5 \cdot C_{V,Fest}) \quad (5.1.5)$$

Hierbei sind  $\eta_{sus}$  und  $\eta_{flüss}$  die Viskositäten der Suspension und der suspensionsflüssigen Phase in der Einheit  $Pa s$  (oder  $kg/(m s)$ ). In Bockhardt [25, S. 140] werden für festgelegte Volumenanteile  $C_{V,Fest}$  des Feststoffes folgende Gleichungen angegeben

$$\rho_{sus} = \rho_{flüss} \cdot (1 + 4,5 \cdot C_{V,Fest}), \quad \text{wenn } C_{V,Fest} \leq 0,1 \quad (5.1.6)$$

$$\rho_{sus} = \rho_{flüss} \cdot \left( \frac{1 + 2 \cdot C_{V,Fest}}{1 - C_{V,Fest}} \right), \quad \text{wenn } C_{V,Fest} > 0,1 \quad (5.1.7)$$

wobei ein nicht-*Newtonsches* Verhalten der Suspension nicht berücksichtigt wird.

In einem von Fulfs veröffentlichten Untersuchungsbericht [31] über das Fließverhalten von Hafensedimenten (Baggergut) wurde ein nicht-*Newtonsches*, d.h. strukturviskoses bzw. pseudoplastisches Fließverhalten festgestellt. Untersucht wurden Suspensionen in den Bereichen 3 bis 37 Gew.-% Feststoffgehalt und zwischen 5 und 60 bzw. 70 °C. Eine Temperaturabhängigkeit konnte nachgewiesen werden, die jedoch im untersuchten Temperaturbereich zu vernachlässigen ist. Mit Zunahme des Feststoffgehalts wurde ein deutlicher Anstieg der Viskositätswerte gemessen. Die Übertragung dieser Erkenntnisse auf feinkörnige organisch belastete Suspensionen wurde dort als zulässig erklärt, sofern verhältnismäßig ähnliche Zusammensetzungen vorliegen.

Nach VDI-Wärmeatlas [22, S. Ma 10] gilt bei gleichmäßiger Verteilung der Feststoffteilchen in der Suspension d.h. bei quasi homogener Phase, die Eilers-Gleichung zur Abschätzung der dynamischen Viskosität.

$$\eta_{sus} = \eta_{flüss} \cdot \left( 1 + \frac{2,5 \cdot C_{V,Fest}}{2 \cdot (1 + C_{V,Fest}/0,74)} \right)^2 \quad (5.1.8)$$

Einschränkungen:

- geringer Feststoffanteil der Suspension,
- Feststoffpartikel mit kleinem Teilchendurchmesser,
- Feststoffdichte deutlich höher als Flüssigkeitsdichte.

Bei wärmetechnischen Betrachtungen lässt sich die Wärmeleitfähigkeit  $\lambda_{sus}$  [W/m K] der Suspension durch die sogenannte Maxwell-Beziehung

$$\lambda_{sus} = \lambda_{flüss} \cdot \left[ \frac{2 \cdot \lambda_{flüss} + \lambda_{Fest} - 2 \cdot C_{V,Fest} \cdot (\lambda_{flüss} - \lambda_{Fest})}{2 \cdot \lambda_{flüss} + \lambda_{Fest} + C_{V,Fest} \cdot (\lambda_{flüss} - \lambda_{Fest})} \right] \quad (5.1.9)$$

ermitteln [22, Ma 10]. Dabei sind  $\lambda_{Fest}$  und  $\lambda_{flüss}$  Wärmeleitfähigkeit des Feststoffes und der flüssigen Phase. Eine weitere Gleichung wird in Höhne [13, S. 125] für eine Zweiphasensuspension gegeben.

$$\lambda_{sus} = C_{V,Fest} \cdot \lambda_{Fest} + (1 - C_{V,Fest}) \cdot \lambda_{flüss} \quad (5.1.10)$$

Für weitere suspensionsseitige Stoffdaten werden in den Berechnungsabschnitten die notwendigen Angaben vor Ort gemacht. Bei tabellierten Stoffdaten werden die Quellen angegeben.

## 5.2 Energie- und Stoffbilanzierung

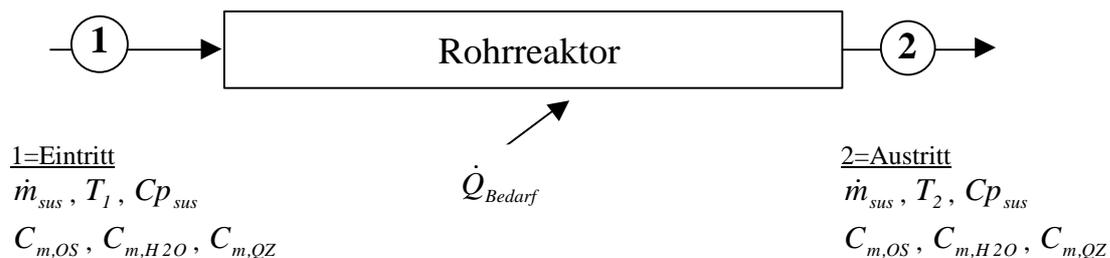
Ziel der Energie- und Stoffbilanzierung ist die Ermittlung der Ein- und Ausgangsdaten, die in die Auslegung der Anlagenkomponenten eingehen.

### 5.2.1 Wärmeenergiebedarf des Dampfstripp-Prozesses

Wesentlicher Schritt im Dampfstripp-Prozess ist die Reaktion im Rohrreaktor. Dort erfolgt die Überführung der Schadstoffe in die Dampfphase durch Wärmezufuhr. Der kontaminierte Bohrschlamm wird in Form von Schlammsuspensionen in die GRR-Anlage eingeleitet. Bei zu zähem Bohrschlamm wird wegen förder-technischen Gründen Wasser zugesetzt. Durch Vorwärmung der Suspension wird Einfluss auf deren Viskosität genommen, um eine bessere Fließfähigkeit zu erzielen. Der Wärmeenergiebedarf wird deshalb in Abhängigkeit folgender Parameter ermittelt:

- Wassergehalt der Suspension (in Gew.-% Wasser),
- Höhe der Vorwärmungstemperatur.

Hierzu wird die Bilanzskizze zu Grunde gelegt.



**Abbildung 5.2.1:** Bilanzskizze um den Rohrreaktor zur Bestimmung des Wärmebedarfs im Dampfstripp-Prozess.

Es bedeuten

$\dot{Q}_{\text{Bedarf}}$	Wärmestrombedarf im Rohrreaktor	[kW]
$\dot{m}_{\text{sus}}$	Suspensionsdurchsatz	[kg/h]
$T_1, T_2$	Ein- und Austrittstemperatur ( $T_2 = 300^\circ\text{C}$ gefordert!)	[ $^\circ\text{C}$ ]
$C_{p_{\text{sus}}}$	mittlere spezifische Wärmekapazität der Suspension	[kJ/kg K]
$C_{m,OS}$	Massenanteil des organischen Schadstoffes (n-Undecan)	[Gew.-%]
$C_{m,H_2O}$	Massenanteil des Suspensionswassers	[Gew.-%]
$C_{m,QZ}$	Massenanteil des Suspensionsfeststoffes (Quarz)	[Gew.-%].

Im Rohrreaktor erwärmt sich die Suspension von der Temperatur  $T_1$  auf  $T_2$ . Dabei findet eine Phasenänderung der flüssigen Komponenten (Wasser und organischer Schadstoff) statt, die in die Dampfphase übergehen. Die erforderliche Wärmeenergie lässt sich wie folgt berechnen.

$$\dot{Q}_{\text{Bedarf}} = \dot{m}_{\text{sus}} \cdot [C_{p_{\text{sus}}} \cdot (T_2 - T_1) + C_{m,OS} \cdot \Delta h_{V,OS} + C_{m,H_2O} \cdot \Delta h_{V,H_2O}] \quad (5.2.1)$$

Diese Gleichung beschreibt die Erwärmung der Suspension von  $T_1$  auf  $T_2$  zusätzlich einer

Phasenänderung bzw. Überführung in die Dampfphase bei der Temperatur  $T_2$ .  $\Delta h_{v,OS}$  und  $\Delta h_{v,H_2O}$  in [kJ/kg] sind die spezifischen Verdampfungsenthalpien des Paraffinöls ( n-Undecan) und Wasser bei  $T_2$ .

In diesem Abschnitt erfolgt eine Festlegung des Wassergehalts der zu behandelnden Suspensionen, dann die Ermittlung des Siedebeginns der Wasserdampfdestillation, die Bestimmung der spezifischen Wärmekapazität der Suspension und die Berechnung des Wärmeenergiebedarfs.

### ➤ Festlegung verschiedener Wasseranteile der Suspension

Durch Zusetzen verschiedener Mengen von Wasser bei Konstanthaltung der Massen aller weiteren Komponenten kann der Wassergehalt und zugleich der Gehalt aller Suspensionskomponenten variiert werden. Diese Gehalte (Massenanteil) haben einen Gewichtungseffekt auf die gesuchten Größen, wie es beispielsweise in der Gl. (5.2.1) zu sehen ist. Für das Aufgabegut (Bohrschlamm, siehe Kapitel 5.1, S. 37) werden bei Zugabe von 20 kg/h Wasser folgende Komponentengehalte berechnet.

$$C_{m,OS} = \frac{20 \text{ kg/h}}{100 \text{ kg/h} + 20 \text{ kg/h}} \approx \underline{0,17} \quad \text{oder} \quad \underline{17 \text{ Gew. - \%}} \quad (\text{organischer Schadstoffanteil})$$

$$C_{m,H_2O} = \frac{10 \text{ kg/h} + 20 \text{ kg/h}}{100 \text{ kg/h} + 20 \text{ kg/h}} = \underline{0,25} \quad \text{oder} \quad \underline{25 \text{ Gew. - \%}} \quad (\text{Wasseranteil})$$

$$C_{m,QZ} = \frac{70 \text{ kg/h}}{100 \text{ kg/h} + 20 \text{ kg/h}} \approx \underline{0,58} \quad \text{oder} \quad \underline{58 \text{ Gew. - \%}} \quad (\text{Feststoffanteil})$$

Tabelle 5.2.1 enthält weitere Ergebnisse für verschiedene zugesetzte Wassermengen.

Suspensionskomponent	Massenstrom	$C_m$	Massenstrom	$C_m$	Massenstrom	$C_m$	Massenstrom	$C_m$
	kg/h		kg/h		kg/h		kg/h	
OS	20	0,20	20	0,17	20	0,13	20	0,10
H <sub>2</sub> O	10	0,10	30	0,25	60	0,40	110	0,55
QZ	70	0,70	70	0,58	70	0,47	70	0,35
$\dot{m}_{sus}$ in kg/h	100		120		150		200	
H <sub>2</sub> O-Zugabe in kg/h	0		20		50		100	

**Tabelle 5.2.1:** Festlegung unterschiedlicher Wassergehalte der Suspension.

Es bedeuten

OS	organischer Schadstoff (z.B. Paraffinöl:n-Undecan, C <sub>11</sub> H <sub>24</sub> )
H <sub>2</sub> O	Wasser
QZ	Feststoff (Quarz)
$C_m$	Massenanteil [-] oder [Gew.-%]
$\dot{m}_{sus}$	Suspensionsmassenstrom [kg/h].

Die Festlegung dieser Wassergehalte basiert auf Erfahrungswerten von schon behandelten Suspensionen (siehe Abschn. 4.2.4, S. 30). Im Weiteren wird die Konzentration der betrachteten Suspension über den Wassergehalt angegeben

### ➤ Siedebeginn der Wasserdampfdestillation

Bei dem im Rohrreaktor herrschendem Druck ( $P_R=0,8 \text{ bar}$ ) stellt sich für Wasser und Schadstoff in der Suspension ein Siedebeginn ein. Dieser  $T_{Verd} [^\circ\text{C}]$  lässt sich iterativ durch Gl. (3.2.13) berechnen, wenn vorausgesetzt wird, dass das Wasser/Schadstoff-Gemisch ein vollkommen unlösliches Wasser/Öl-Gemisch ist. Die Iterationsschritte und Ermittlungsergebnisse sind in der unten stehenden Tabelle aufgeführt.

$T_{verd.}$ geschätzt	$P^o_{H_2O}$	$P^o_{OS}$	$P^o_{H_2O}+P^o_{OS}$ Gl.(3.2.13)	$P (=P_R)$
$^\circ\text{C}$	bar			
90	0,701	0,030	0,731	0,8
93	0,795	0,034	0,829	
<b>92</b>	<b>0,764</b>	<b>0,032</b>	<b>0,796</b>	

**Tabelle 5.2.2:** *iterative Ermittlung der Anfangstemperatur der Wasserdampfdestillation im Rohrreaktor ( $P^o_{H_2O}$ ,  $P^o_{OS}$  Wasser- bzw. Öldampfdruck,  $P_R$  Prozessdruck).*

Die Dampfdrücke von Wasser und Öl (n-Undecan) sind dem VDI-Wärmeatlas [22, S. Db7] und dem VDI-AM [32, S. D2] entnommen worden. Bei der Temperatur  $T_{Verd.} = 92^\circ\text{C}$  stimmt die Dampfdrucksumme in guter Näherung mit dem Reaktordruck  $P_R = 0,8 \text{ bar}$  überein. Damit gilt

$$T_{Verd.} = \underline{92^\circ\text{C}}$$

### ➤ Spezifische Wärmekapazität der Suspension ( $C_{p,sus}$ )

Die Berechnung erfolgt nach Gl. (5.1.4) bei unterschiedlichen vorgegebenen Temperaturen: 50, 92, 100, 120, 150 und 300 °C. 92 °C ist der in Tabelle 5.2.2 ermittelte Siedebeginn. Alle weitere Temperaturen, 300 °C ausgeschlossen, sind frei gewählte Vorwärmungstemperaturen der Suspension. Der Wert 300 °C wird am Austritt des Rohrreaktors gefordert. Für eine Suspension mit 10 Gew.-% Wassergehalt (siehe Tab.5.2.1, S. 41) soll der  $C_{p,sus}$ -Wert bei 120 °C exemplarisch gerechnet werden.

Berechnungsdaten (aus VDI-Wärmeatlas [22]):

$C_{pOS} = 2,548 \text{ kJ/kg K}$	spezifische Wärmekapazität von n-Undecan
$C_{pH_2O} = 4,249 \text{ kJ/kg K}$	spezifische Wärmekapazität von Wasser
$C_{pQZ} = 0,780 \text{ kJ/kg K}$	spezifische Wärmekapazität von Quarz (aus [33])

$$C_{m, OS} = 0,20$$

$$C_{m, H_2O} = \mathbf{0,10}$$

$$C_{m, QZ} = 0,70$$

Ergebnis:

$$C_{p_{sus}} = 0,20 \cdot 2,548 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} + 0,10 \cdot 4,249 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} + 0,70 \cdot 0,780 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} = \underline{\underline{1,481 \text{ kJ/kg K}}}$$

Alle Ergebnisse sind in Tabelle 5.2.3 aufgeführt.

Wasseranteil der Suspension				10 Gew.-% Wasser	25 Gew.-% Wasser	40 Gew.-% Wasser	55 Gew.-% Wasser
T	C <sub>POS</sub>	C <sub>PH<sub>2</sub>O</sub>	C <sub>PQZ</sub>	C <sub>PSUS</sub>			
°C	kJ/kg.K			kJ/kg.K			
50	2,280	4,180	0,780	1,420	1,885	2,335	2,800
92	2,431	4,208	0,780	1,453	1,918	2,366	2,831
100	2,460	4,216	0,780	1,460	1,925	2,373	2,838
<b>120</b>	2,548	4,249	0,780	<b>1,481</b>	1,948	2,397	2,865
150	2,680	4,300	0,780	1,512	1,983	2,435	2,906
300	3,340	5,746	0,780	1,789	2,457	3,099	3,767

**Tabelle 5.2.3:** Berechnung der spezifischen Wärmekapazität der Suspension ( $C_{p_{sus}}$ ) in Abhängigkeit vom Wassergehalt bei verschiedenen Vorwärmungstemperaturen.

➤ **Berechnung des Wärmeenergiebedarfs**

Der Wärmeenergiebedarf wird unter Berücksichtigung der Vorwärmungstemperatur nach Gl. (5.2.1) berechnet. Bei einer Vorwärmung auf 120 °C der Suspension mit 10 Gew.-% Wassergehalt ergibt sich folgendes Ergebnis.

Berechnungsdaten:

Verdampfungsenthalpien bei  $T_2=300$  °C

$$\Delta h_{v,H_2O}(T_2=300 \text{ °C}) = 1405 \text{ kJ/kg aus [22, S. Db7]}$$

$$\Delta h_{v,OS}(T_2=300 \text{ °C}) = 177 \text{ kJ/kg aus [32, S. J4]}$$

$$\dot{m}_{sus} = 100 \text{ kg/h}$$

$$T_2 = 300 \text{ °C} \quad C_{p_{sus,2}} = 1,789 \text{ kJ/kg K} \quad T_1 = 120 \text{ °C} \quad C_{p_{sus,1}} = 1,481 \text{ kJ/kg K}$$

$$T_2 - T_1 = 300 \text{ °C} - 120 \text{ °C} = 180 \text{ °C} \text{ oder } 180 \text{ K}$$

$$C_{p_{sus}} = \frac{(1,789 + 1,481) \text{ kJ/kgK}}{2} = 1,635 \text{ kJ/kgK}$$

$$C_{m, OS} = 0,20 \quad C_{m, H_2O} = 0,10 \quad (\text{aus Tabelle.5.2.1, S. 41})$$

Ergebnis:

$$\dot{Q}_{Bedarf} = \left( \frac{100 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right) \cdot \left( 1,635 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} \cdot 180 \text{ K} + 0,20 \cdot 177 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 0,10 \cdot 1405 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) = 13,1 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}$$

$$\dot{Q}_{Bedarf} = \underline{\underline{13,10 \text{ kW}}}$$

Die Wärmeverluste nach außen des Reaktors werden mit 10 % abgeschätzt. Damit ergibt sich der Gesamtwärmebedarf  $\dot{Q}_{G, \text{Bedarf}}$  [kW] zu:

$$\dot{Q}_{G, \text{Bedarf}} = 1,10 \cdot \dot{Q}_{\text{Bedarf}} \quad (5.2.2)$$

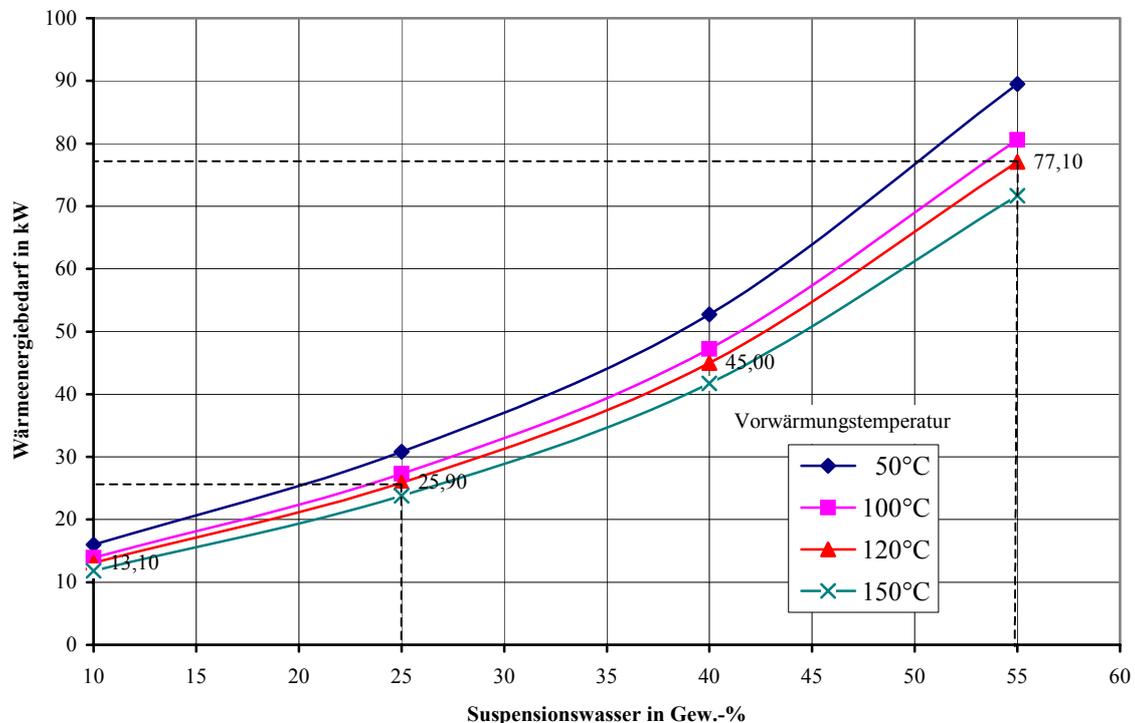
Alle Berechnungsergebnisse sind in der Tabelle 5.2.4 zusammengefasst.

	10 Gew.-% Wasser		25 Gew.-% Wasser		40 Gew.-% Wasser		55 Gew.-% Wasser	
T <sub>E</sub>	Q <sub>bedarf</sub>	Q <sub>GBedarf</sub>						
°C	kW							
50	16,0	18	30,8	34	52,7	58	89,5	98
100	13,9	15	27,3	30	47,2	52	80,6	89
<b>120</b>	<b>13,1</b>	<b>14</b>	25,9	28	45,0	50	77,1	85
150	11,8	13	23,8	26	41,7	46	71,7	79

**Tabelle 5.2.4:** Wärmeenergiebedarf der Dampfstripp-Reaktion im Rohrreaktor in Abhängigkeit vom Wassergehalt bei verschiedenen Vorwärmungstemperaturen.

$\dot{Q}_{\text{Bedarf}}$ ,  $\dot{Q}_{G, \text{Bedarf}}$  Wärmebedarf ohne bzw. mit Verluste/n [kW].

Der Wärmeenergiebedarf wird zunächst ohne Berücksichtigung der Wärmeverluste im Diagramm 5.2.1 graphisch dargestellt.



**Diagramm 5.2.1:** Anstieg des Wärmebedarfs der Dampfstripp-Reaktion in Abhängigkeit vom Wassergehalt bei verschiedenen Vorwärmungstemperaturen.

Alle Kurven haben denselben Verlauf. Mit Zunahme des Wassergehalts der Suspension

steigt der Wärmeenergiebedarf progressiv an. Beispielsweise nimmt für die 120-°C-Kurve der Wärmebedarf von ca. 26 kW (bei 25 Gew.-%) auf ca. 77 kW (bei 55 Gew.-%) zu. Dies entspricht fast einer Verdreifachung des Wärmebedarfs bei einer Verdoppelung des Wassergehalts der Suspension. Es macht also Sinn bzw. es ist notwendig, die GRR-Anlage für einen definierten Wasseranteilsbereich auszulegen. Dieser darf aber nicht zu breit sein, wenn Energie gespart und der Bau der Anlage wirtschaftlich optimal realisiert werden muss. Vorläufig wird ein Wasseranteilsbereich um  $25 \pm 5 \text{ Gew.-%}$  für die Auslegung gewählt.

Des Weiteren erkennt man, dass mit Erhöhung der Vorwärmungstemperatur der Wärmebedarf abnimmt. Die Wahl der optimalen Vorwärmungstemperatur richtet sich nach der Intensität der zugehörigen Spontanverdampfung im Rohrreaktor, denn dieser Effekt wird im Dampfstripp-Prozess gewünscht (siehe Abschn. 4.2.6, S. 31).

### 5.2.2 Spontanverdampfung im Rohrreaktor

Der günstige Effekt der Spontanverdampfung auf dem Dampfstripp-Prozess liegt in der Aufspaltung von Partikelagglomeraten. Dies führt zur Erhöhung der freien Oberfläche des Bodenmaterials, was eine Steigerung der Zugriffsmöglichkeit auf die organischen Schadstoffe durch die Vorgänge des Dampfstripp-Prozesses bewirkt. Die zur Spontanverdampfung verbrauchte innere Wärme  $\dot{Q}_{in}$  [kW] der Suspension lässt sich wie folgt berechnen.

$$\dot{Q}_{in} = \dot{m}_{sus} \cdot (Cp_{sus,1} \cdot T_1 - Cp_{sus,verd} \cdot T_{verd}) \quad (5.2.3)$$

Für eine auf 120 °C vorgewärmte Suspension mit 10 Gew.-% Wassergehalt wird folgendes berechnet.

#### Berechnungsdaten:

$\dot{m}_{sus} = 100 \text{ kg/h}$  siehe S. 41 mit 70 kg/h TS (Trockensubstanz bzw. Feststoff)

$T_1 = 120 \text{ °C}$   $Cp_{sus,1} = 1,481 \text{ kJ/kg °C}$  (aus Tabelle 5.2.3, S. 43)

$T_{verd} = 92 \text{ °C}$   $Cp_{sus,verd} = 1,453 \text{ kJ/kg °C}$  (aus Tabelle 5.2.3, S. 43)

#### Ergebnis:

$$\dot{Q}_{in} = \left( \frac{100 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right) \cdot \left( 1,481 \frac{\text{kJ}}{\text{kg °C}} \cdot 120 \text{ °C} - 1,453 \frac{\text{kJ}}{\text{kg °C}} \cdot 92 \text{ °C} \right) = 1,22 \frac{\text{kJ}}{\text{s}}$$

$$\dot{Q}_{in} = \underline{\underline{1,22 \text{ kW}}}$$

Für alle weiteren Ergebnisse siehe die unten stehende Tabelle

$T_1$	$T_{verd}$	Bemerkung	10 Gew.-% Wasser	25 Gew.-% Wasser	40 Gew.-% Wasser	55 Gew.-% Wasser
°C			$Q_{in}$ [kW]			
92	92	keine Verdampfung	0	0	0	0
100		Spontan- verdampfung	0,34	0,53	0,82	1,30
<b>120</b>			<b>1,22</b>	1,91	2,92	4,63
150			2,59	4,03	6,15	9,75

**Tabelle 5.2.5:** Innere Wärme der Suspension zur Spontanverdampfung bei verschiedenen Vorwärmungstemperaturen.

Diese  $\dot{Q}_{in}$ -Werte entsprechen bestimmten Mengen an spontanverdampftem Wasser  $\dot{m}_{H_2O}$  bzw. Schadstoff (Öl)  $\dot{m}_{OS}$ . Da das Gemisch Wasser/Öl als vollkommen unlöslich angenommen wurde (siehe Abschn. 5.2.1, S. 42), kann das Verhältnis Wasserdampf zu Öldampf durch die Gleichung der Wasserdampfdestillation Gl. (3.2.14) (S. 18) berechnet werden.

$$\frac{\dot{m}_{H_2O}}{\dot{m}_{OS}} = \frac{1}{\Psi} \cdot \frac{M_{H_2O}}{M_{OS}} \cdot \frac{P_{H_2O}^o}{P_{OS}^o} \quad (5.2.4)$$

Berechnungsdaten:

$\Psi = 0,8$	Sättigungskoeffizient	
$M_{H_2O} = 18 \text{ kg/kmol}$	Molmasse von Wasser	
$M_{OS} = 156 \text{ kg/kmol}$	Molmasse von n-Undecan	
$P_{H_2O}^o = 0,764 \text{ bar}$	Dampfdruck von Wasser bei	$T_{Verd} = 92 \text{ °C}$
$P_{OS}^o = 0,032 \text{ bar}$	Dampfdruck von n-Undecan bei	$T_{Verd} = 92 \text{ °C}$

• Wasserdampf/Öldampf-Verhältnis:

$$\frac{\dot{m}_{H_2O}}{\dot{m}_{OS}} = \frac{1}{0,8} \cdot \frac{0,764 \text{ bar}}{0,032 \text{ bar}} \cdot \frac{18 \text{ kg/kmol}}{156 \text{ kg/kmol}} = \underline{\underline{3,44}}$$

Die innere Wärme der Suspension zur Spontanverdampfung kann auch folgendermaßen bestimmt werden.

$$\dot{Q}_{in} = \dot{m}_{H_2O} \cdot \Delta h_{V,H_2O} + \dot{m}_{OS} \cdot \Delta h_{V,OS} \quad (5.2.5)$$

Unter Berücksichtigung der Gl. (5.2.4) in Gl. (5.2.5) ergibt sich die verdampfte Wassermenge zu

$$\dot{m}_{H_2O} = \frac{\dot{Q}_{in}}{\Delta h_{V,H_2O} + \frac{1}{3,44} \cdot \Delta h_{V,OS}} \quad (5.2.6)$$

Die verdampfte organische Schadstoffmenge (Öl) ergibt sich aus dem Verhältnis Wasser zu Schadstoff. Die Verdampfungsenthalpien von Wasser und n-Undecan werden bei 92 °C aus [22, S. Db7] und [32, S. J5] entnommen:

$$\Delta h_{V,H_2O}(92^\circ\text{C}) = 2278 \text{ kJ/kg}, \quad \Delta h_{V,OS}(92^\circ\text{C}) = 264 \text{ kJ/kg}$$

Für eine auf 120 °C vorgewärmte Suspension mit 10 Gew.-% Wassergehalt wird folgendes berechnet.

• spontanverdampfte Wassermenge:

$$\dot{m}_{H_2O} = \frac{1,22 \text{ kJ/s}}{2278 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + \frac{1}{3,44} \cdot 264 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} \cdot 3600 \frac{\text{s}}{\text{h}} = \underline{\underline{1,87 \text{ kg/h}}}$$

Bei dem Suspensionswasserstrom  $\dot{m}_{H_2O,sus} = 10 \text{ kg/h}$  (siehe Tabelle 5.2.1, S. 41) entspricht dieses Ergebnis 18,7 % an spontanverdampftem Wasser.

- spontanverdampfte organische Schadstoffmenge (Öl):

$$\dot{m}_{OS} = \frac{1,87 \text{ kg/h}}{3,44} = \underline{\underline{0,54 \text{ kg/h}}}$$

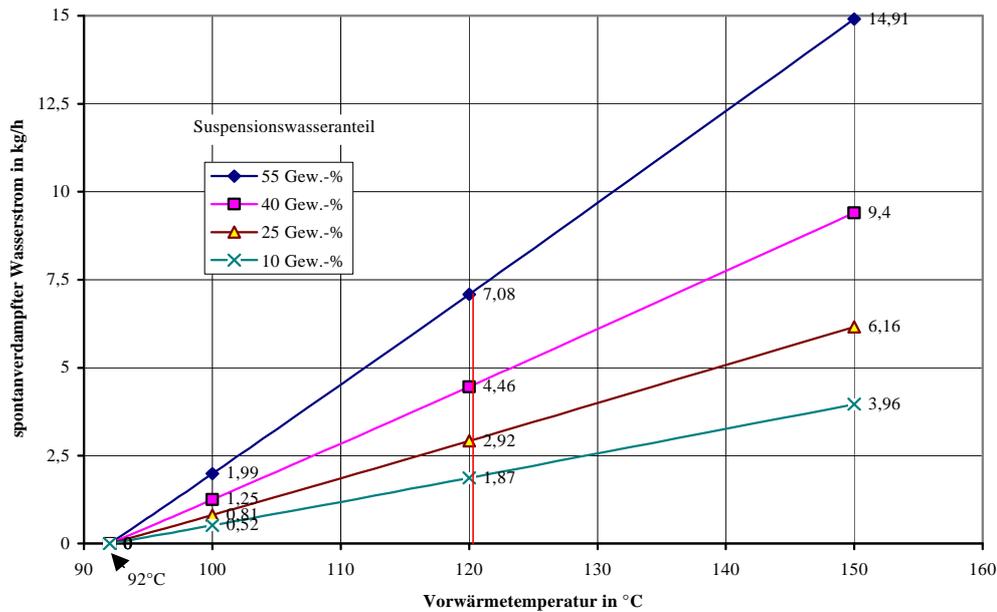
Bei dem konstanten Schadstoffstrom  $\dot{m}_{OS,sus} = 20 \text{ kg/h}$  entspricht dies 2,7 % an verdampftem Schadstoff.

Weitere Berechnungsergebnisse sind in der Tabelle 5.2.6 zusammengefasst.

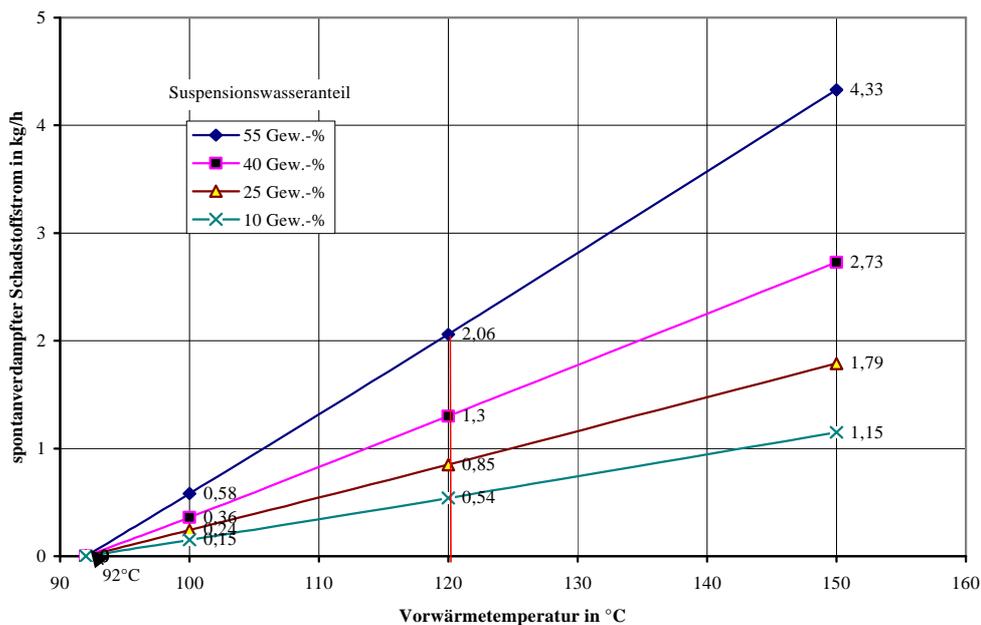
	10 Gew.-% Wasser				25 Gew.-% Wasser			
T	$m_{H_2O}$	Prozentual	$m_{OS}$	Prozentual	$m_{H_2O}$	Prozentual	$m_{OS}$	Prozentual
°C	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%
92	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0
100	0,52	5,2	0,15	0,8	0,81	2,7	0,24	1,2
<b>120</b>	<b>1,87</b>	<b>18,7</b>	<b>0,54</b>	<b>2,7</b>	2,92	9,7	0,85	4,3
150	3,96	39,6	1,15	5,8	6,16	20,5	1,79	9,0
	40 Gew.-% Wasser				55 Gew.-% Wasser			
T	$m_{H_2O}$	Prozentual	$m_{OS}$	Prozentual	$m_{H_2O}$	Prozentual	$m_{OS}$	Prozentual
°C	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%	kg/h	%
92	0,00	0	0,00	0	0,00	0	0,00	0
100	1,25	2,1	0,36	1,8	1,99	1,8	0,58	2,9
120	4,46	7,4	1,30	6,5	7,08	6,4	2,06	10,3
150	9,40	15,7	2,73	13,7	14,91	13,6	4,33	21,7

**Tabelle 5.2.6:** Spontanverdampfte Wasser- und Schadstoffmengen aus der Suspension in Abhängigkeit vom Wassergehalt bei unterschiedlichen Vorwärmungstemperaturen (Suspension mit 70 kg/h TS bzw. Feststoff).

Zur Beurteilung der Spontanverdampfung wird dieses Ergebnis graphisch dargestellt. Die Diagramme 5.2.2/3, S. 48 geben die Verläufe der Spontanverdampfung von Wasser und Schadstoff aus der Suspension wieder.



**Diagramm 5.2.2:** Spontanverdampfte Wassermenge in Abhängigkeit vom Wassergehalt bei verschiedenen Vorwärmungstemperaturen (70 kg/h TS).



**Diagramm 5.2.3:** Spontanverdampfte Schadstoffmenge in Abhängigkeit vom Wassergehalt bei verschiedenen Vorwärmungstemperaturen (70 kg/h TS).

Alle Kurven der Diagramme 5.2.2/3 haben einen linearen Verlauf. Bei 92 °C fängt die Spontanverdampfung an. Bei Zunahme der Vorwärmungstemperatur steigt die spontanverdampfte Wasser- bzw. Schadstoffmenge an. Die Steigung der Kurven gibt die verdampfte Menge bei Erhöhung um 1 °C der Vorwärmungstemperatur an. Für zwei ausgewählte Kurven soll dies für Wasser bzw. Öl berechnet werden:

- Wasser (Diagr. 5.2.2):

Steigung der 55 Gew.-%-Kurve: 
$$\frac{14,91 \text{ kg/h}}{150^\circ\text{C} - 92^\circ\text{C}} \approx 0,26 \frac{\text{kg/h}}{^\circ\text{C}}$$

$$\text{Steigung der 25-Gew.-%-Kurve: } \frac{6,16 \text{ kg/h}}{150^\circ\text{C} - 92^\circ\text{C}} \approx 0,11 \frac{\text{kg/h}}{^\circ\text{C}}$$

- Organischer Schadstoff (Diagr. 5.2.3):

$$\text{Steigung der 55-Gew.-%-Gerade: } \frac{4,33 \text{ kg/h}}{150^\circ\text{C} - 92^\circ\text{C}} \approx 0,07 \frac{\text{kg/h}}{^\circ\text{C}}$$

$$\text{Steigung der 25-Gew.-%-Gerade: } \frac{1,79 \text{ kg/h}}{150^\circ\text{C} - 92^\circ\text{C}} \approx 0,03 \frac{\text{kg/h}}{^\circ\text{C}}$$

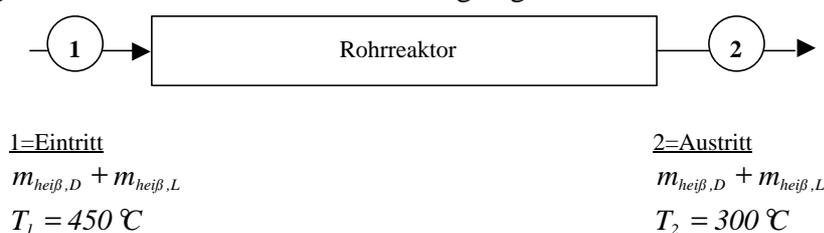
Dieses Ergebnis zeigt, dass bei der 25-Gew.-%-Geraden  $0,11 \text{ kg}$  Wasser in einer Stunde spontanverdampft, wenn die Vorwärmungstemperatur der Suspension um  $1^\circ\text{C}$  erhöht wird.

Der entsprechende Wert für den Schadstoff beträgt  $0,03 \frac{\text{kg/h}}{^\circ\text{C}}$ . Mit Zunahme des

Wasseranteils, beispielsweise bei 55 Gew.-%, beträgt die pro Grad spontanverdampfte Wassermenge  $0,26 \text{ kg/h}$  und für den Schadstoff  $0,07 \text{ kg/h}$ . Es ist also deutlich zu erkennen, dass die Wahl einer höheren Vorwärmungstemperatur die Spontanverdampfung verstärkt. Dies gilt auch für Suspensionen mit höheren Wasseranteilen. Diesem Vorteil gegenüber steht der Nachteil des zu hohem Wärmeenergiebedarfs (siehe Abschn. 5.2.1, S. 44). Zusätzlich ist die Anforderung zu berücksichtigen, dass das Suspensionswasser in der Förderleitung sowie in der Düse nicht verdampfen darf. Eine Verstopfung wäre die Folge, was die GRR-Anlage zum Erliegen bringen würde (siehe Abschn. 4.2.5, S. 30). Diese Anforderung ist bei  $120^\circ\text{C}$  mit einem Leitungsdruck von ca.  $2 \text{ bar}$  erfüllt (Dampfdruck von Wasser). Bei  $150^\circ\text{C}$  muss der Leitungsdruck ca.  $5 \text{ bar}$  betragen, was einen größeren technischen Aufwand bedeutet. Es wird deshalb neben dem schon festgelegten Suspensionswasseranteil ( $25 \pm 5 \text{ Gew.-%}$ ) eine Vorwärmungstemperatur von  $120^\circ\text{C}$  gewählt. Bei dieser Temperatur ist die Spontanverdampfung relativ „gut“, da die verdampfte Menge ca. die Hälfte des maximalen Wertes über dem betrachteten Bereich von  $92$  bis  $150^\circ\text{C}$  ausmacht. Auch die Anforderung des  $2 \text{ bar}$  Förderleitungsdruck kann mit geringerem technischen Aufwand gehalten werden. Allerdings wird dieser Wert auf  $2,5 \text{ bar}$  angehoben, um einen ausreichenden sicheren Abstand zu gewähren. Eine eventuell daraus folgende Erhöhung des technischen Aufwandes lässt sich relativ einfach bewältigen.

### 5.2.3 Benötigte Heißdampf- und Heißgasmengen im Dampfstripp-Verfahren

Die zur Überführung der organischen Schadstoffe in die Dampfphase benötigte Wärmeenergie wird im Dampfstripp-Prozess durch überhitzten Wasserdampf und Prozessgas geliefert (siehe Erweiterungsbeschlüsse im Kapitel 4.3, S. 34). Als Prozessgas wird zunächst Luft wegen der freien Verfügbarkeit gewählt. Für die durchzuführenden Berechnungen wird der Wärmebedarf um  $10\%$  Verlustanteil (Reaktorwärmeverluste) erhöht. Folgende Bilanzskizze wird zu Grunde gelegt.



**Abbildung 5.2.2:** Bilanzskizze zur Berechnung der im Dampfstripp-Prozess benötigten Heißdampf- und Heißluftmengen.

Für die Arbeitsmedien Wasserdampf und Luft wird eine Prozesstemperatur von  $450\text{ °C}$  gefordert. Der Eintrittsbereich des Rohrreaktors in der Skizze (1) ist als Düse zu denken. Es bedeuten dabei:

$\dot{m}_{\text{heiß},D}$  überhitzter Wasserdampfstrom [kg/h],

$\dot{m}_{\text{heiß},L}$  überhitzter Prozessluftstrom [kg/h].

Im Dampfstripp-Prozess sind Heißdampf- und Heißluft die Wärmelieferanten. Bei dem Wärmeaustausch mit der Suspension kühlen sie von  $450\text{ °C}$  auf  $300\text{ °C}$  ab. Es findet keine Phasenänderung statt. Diese Betriebstemperaturen wurden in Anlehnung an Erfahrungswerte aus vielen Testversuchen der GRR-Anlage festgelegt. Vor der Dreistoffdüse muss der Dampfdruck bzw. Luftdruck so gewählt sein, dass Strömungsverluste in der Düse und im Rohrreaktor kompensiert werden. Diese werden zunächst auf ca.  $2\text{ bar}$  geschätzt. Bei dem Reaktorausstrittsdruck von  $0,8\text{ bar}$  ergibt sich für Dampf und Luft vor der Düseneintritt ein Druck von ca.  $2,8\text{ bar}$ . Es werden  $3\text{ bar}$  gewählt.

### ➤ Heißdampfwärme

Der vom Heißdampf abgegebene Wärmestrom  $\dot{Q}_{\text{heiß},D}$  lautet

$$\dot{Q}_{\text{heiß},D} = \dot{m}_{\text{heiß},D} \cdot (C_{p_{\text{heiß},D,2}} \cdot T_2 - C_{p_{\text{heiß},D,1}} \cdot T_1) \quad (5.2.7)$$

Dabei wird die Heißdampfwärme  $\dot{Q}_{\text{heiß},D}$  zunächst in  $\text{kJ/h}$  bestimmt und dann in  $\text{kW}$  umgerechnet. Der Heißdampfstrom  $\dot{m}_{\text{heiß},D}$  geht mit der Einheit  $\text{kg/h}$  in die Rechnung ein. Die spezifischen Wärmekapazitäten des Heißdampfes werden dem VDI-Wärmeatlas [22] entnommen.

#### Berechnung:

$$C_{p_{\text{Heiß},D,1}} (3\text{ bar}, 450\text{ °C}) = 2,126\text{ kJ/kg °C}$$

$$C_{p_{\text{Heiß},D,2}} (0,8\text{ bar}, 300\text{ °C}) = 2,013\text{ kJ/kg °C} \quad (\text{Wert bei } 1\text{ bar genommen!})$$

$$\dot{Q}_{\text{heiß},D} = \dot{m}_{\text{heiß},D} \cdot \left( 2,013 \frac{\text{kJ}}{\text{kg °C}} \cdot 300\text{ °C} - 2,126 \frac{\text{kJ}}{\text{kg °C}} \cdot 450\text{ °C} \right)$$

$$\dot{Q}_{\text{heiß},D} = -352,8 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot \dot{m}_{\text{heiß},D}$$

### ➤ Heißluftwärme

Die Berechnung erfolgt nach Gl. (5.2.7), wobei der Index „Heiß,D“ durch „Heiß,L“ für Heißluft zu ersetzen ist.

#### Berechnung:

$$C_{p_{\text{Heiß},L,1}} (3\text{ bar}, 450\text{ °C}) = 1,082\text{ kJ/kg °C}$$

$$C_{p_{\text{Heiß},L,2}} (0,8\text{ bar}, 300\text{ °C}) = 1,049\text{ kJ/kg °C} \quad (\text{Wert für } 1\text{ bar genommen!})$$

$$\dot{Q}_{\text{heiß},L} = \dot{m}_{\text{heiß},L} \cdot \left( 1,049 \frac{\text{kJ}}{\text{kg °C}} \cdot 300\text{ °C} - 1,082 \frac{\text{kJ}}{\text{kg °C}} \cdot 450\text{ °C} \right)$$

$$\dot{Q}_{\text{heiß,L}} = -172,2 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot \dot{m}_{\text{heiß,L}}$$

### ➤ Heißdampf- und Heißluftströme

Der wegen Wärmeverlust um 10 % erhöhte Wärmeenergiebedarf (siehe Abschn. 5.2.1, S. 43) muss von der Heißdampf- und Heißluftwärme gedeckt werden.

$$\begin{aligned} \dot{Q}_{G,\text{Bedarf}} &= |\dot{Q}_{\text{heiß,D}}| + |\dot{Q}_{\text{heiß,L}}| \\ &= 352,8 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot \dot{m}_{\text{heiß,D}} + 172,2 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot \dot{m}_{\text{heiß,L}} \end{aligned} \quad (5.2.8)$$

Bei Festlegung einer bestimmten Heißdampfmenge kann der ergänzende Luftstrom durch Umformung der Gl. (5.2.8) berechnet werden.

$$\left( \frac{\dot{m}_{\text{heiß,L}}}{3600 \text{ s/h}} \right) = \left[ \frac{1,10 \cdot \dot{Q}_{\text{Bedarf}} - 352,8 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot (\dot{m}_{\text{heiß,D}} / (3600 \text{ s/h}))}{172,2 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} \right] \quad (5.2.9)$$

Bei der Festlegung eines Heißdampfstroms darf aufgrund der Wasserdampfdestillation ein Minimalwert nicht unterschritten werden. Dieser  $\dot{m}_{\text{heiß,D,min}}$  in kg/h wird mit Hilfe der Gl. (5.2.4) berechnet.

$$\dot{m}_{\text{heiß,D,min}} = \dot{m}_{\text{OS}} \cdot \frac{1}{0,8} \cdot \frac{18 \text{ kg/kmol}}{156 \text{ kg/kmol}} \cdot \frac{0,764 \text{ bar}}{0,032 \text{ bar}} = 3,44 \cdot \dot{m}_{\text{OS}}$$

Da 100 kg/h Bohrschlamm mit einem organischen Schadstoffanteil von 20 Gew.-% behandelt werden, beträgt der Schadstoffstrom  $\dot{m}_{\text{OS}} = 20 \text{ kg/h}$ . Daraus ergibt sich der minimale Heißdampfstrom zu:

$$\dot{m}_{\text{heiß,D,min}} = 3,44 \cdot 20 \text{ kg/h} = 68,8 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{\text{heiß,D,min}} \approx \underline{\underline{70 \text{ kg/h}}}$$

Bei dem geschätzten Dampfstrom von 100 kg/h lässt sich für eine Suspension mit 10 Gew.-% Wasseranteil (siehe Tabelle 5.2.1, S. 41) folgender ergänzende Luftstrom  $\dot{m}_{\text{heiß,L}}$  berechnen.

#### Berechnung:

$$\dot{m}_{\text{heiß,D}} = 100 \text{ kg/h}$$

geschätzt!

$$\dot{Q}_{G,\text{Bedarf}} = 14 \text{ kW}$$

gerechneter Gesamtwärmebedarf (siehe Tabelle 5.2.4, S. 44)

$$\dot{m}_{\text{heiß,L}} = 3600 \frac{\text{s}}{\text{h}} \cdot \left( \frac{14 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} - 352,8 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot \left( \frac{100 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right)}{172,2 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} \right)$$

$$\dot{m}_{\text{heiß,L}} = \underline{\underline{88 \text{ kg/h}}}$$

Die weiteren Ergebnisse sind in der Tabelle 5.2.7 enthalten.

10 Gew.-% Wasser		25 Gew.-% Wasser		40 Gew.-% Wasser		55 Gew.-% Wasser	
$Q_{G,\text{Bedarf}} = 14 \text{ kW}$		$Q_{G,\text{Bedarf}} = 28 \text{ kW}$		$Q_{G,\text{Bedarf}} = 50 \text{ kW}$		$Q_{G,\text{Bedarf}} = 85 \text{ kW}$	
$m_{\text{heiß,D}}$ geschätzt	$m_{\text{heiß,L}}$ Gl.(5.2.9)	$m_{\text{heiß,D}}$ geschätzt	$m_{\text{heiß,L}}$ Gl.(5.2.9)	$m_{\text{heiß,D}}$ geschätzt	$m_{\text{heiß,L}}$ Gl.(5.2.9)	$m_{\text{heiß,D}}$ geschätzt	$m_{\text{heiß,L}}$ Gl.(5.2.9)
kg/h							
0	293	0	585	0	1045	0	1777
<b>100</b>	<b>88</b>	<b>100</b>	<b>380</b>	<b>100</b>	<b>840</b>	<b>100</b>	<b>1572</b>
143	0	286	0	510	0	867	0

**Tabelle 5.2.7:** Benötigter Heißdampf- und Luftstrom im Dampfstripp-Prozess in Abhängigkeit vom Wassergehalt bei einer Vorwärmung auf 120 °C der Suspension.

Man erkennt, dass für einen konstanten Heißdampfstrom der ergänzende Heißluftstrom stark mit dem Wassergehalt der Suspension variiert. Für 100 kg/h Heißdampf werden bei einem Wasseranteil von 10 Gew.-% 88 kg/h, bei 25 Gew.-% 380 kg/h, bei 40 Gew.-% 840 kg/h und bei 55 Gew.-% 1572 kg/h Heißluft benötigt. Die Auslegung luftseitiger Komponenten kann sehr aufwendig werden bei derart schwankenden großen Heißluftmengen. Neben dem Argument des Wärmeenergiebedarfs bekräftigt dies die Notwendigkeit, die GRR-Anlage für einen relativ engen Wasseranteil-Bereich auszulegen. Wiederum hat die Festlegung eines konstanten Heißluftstromes bei unterschiedlichen Suspensionswassergehalten eine Variation des ergänzenden Heißdampfstromes zur Folge. Zur Berechnung wird Gl. (5.2.8) nach der Heißdampfmenge aufgelöst. Für 200 kg/h Heißluft und 120 °C Vorwärmungstemperatur der Suspension wird folgendes berechnet.

Berechnung:

- Suspension mit 10 Gew.-% Wasser  $\dot{Q}_{G,\text{Bedarf}} = 14 \text{ kW}$  (aus Tabelle 5.2.4, S. 44)

$$\dot{m}_{\text{heiß,D}} = 3600 \frac{\text{s}}{\text{h}} \cdot \left( \frac{14 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} - 172,2 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot \left( \frac{200 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right)}{352,8 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} \right)$$

$$\dot{m}_{\text{heiß,D}} = \underline{\underline{45,2 \text{ kg/h}}}$$

- Suspension mit 25 Gew.-% Wasser  $\dot{Q}_{G, \text{Bedarf}} = 28 \text{ kW}$  (aus Tabelle 5.2.4, S. 44)

$$\dot{m}_{\text{heiß}, D} = 3600 \frac{\text{s}}{\text{h}} \cdot \left( \frac{28 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} - 172,2 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot \left( \frac{200 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right)}{352,8 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} \right)$$

$$\dot{m}_{\text{heiß}, D} = \underline{\underline{188 \text{ kg/h}}}$$

- Suspension mit 40 Gew.-% Wasser  $\dot{Q}_{G, \text{Bedarf}} = 50 \text{ kW}$  (aus Tabelle 5.2.4, S. 44)

$$\dot{m}_{\text{heiß}, D} = 3600 \frac{\text{s}}{\text{h}} \cdot \left( \frac{50 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} - 172,2 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot \left( \frac{200 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right)}{352,8 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} \right)$$

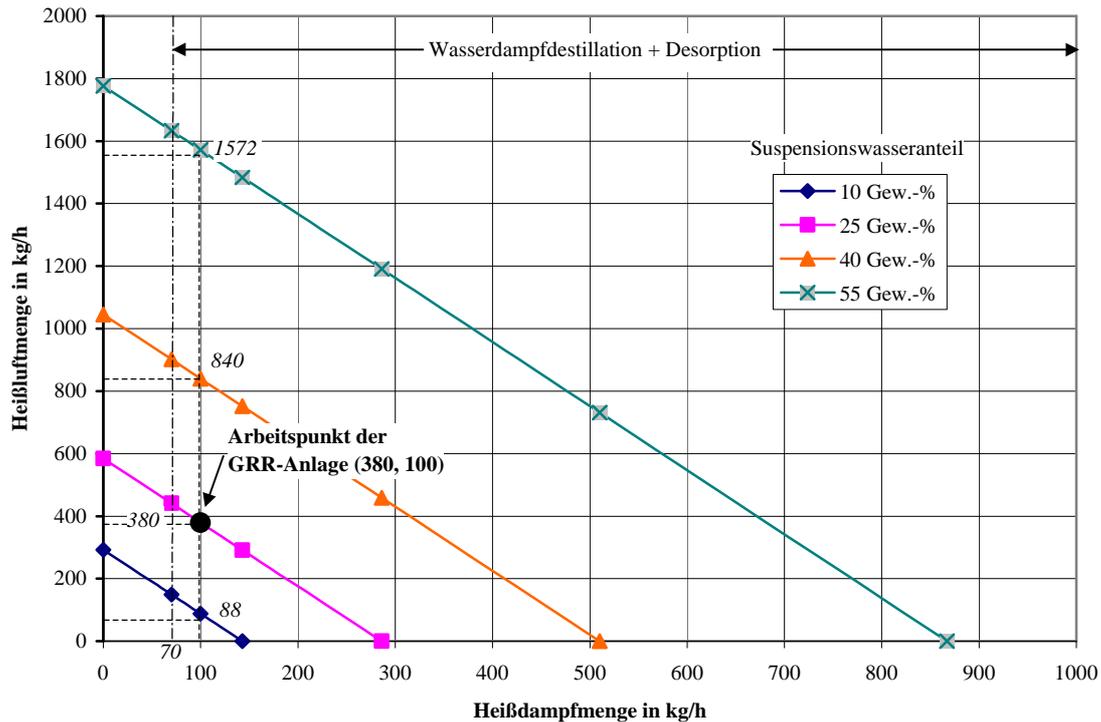
$$\dot{m}_{\text{heiß}, D} = \underline{\underline{413 \text{ kg/h}}}$$

- Suspension mit 55 Gew.-% Wasser  $\dot{Q}_{G, \text{Bedarf}} = 85 \text{ kW}$  (aus Tabelle 5.2.4, S. 44)

$$\dot{m}_{\text{heiß}, D} = 3600 \frac{\text{s}}{\text{h}} \cdot \left( \frac{85 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} - 172,2 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot \left( \frac{200 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right)}{352,8 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} \right)$$

$$\dot{m}_{\text{heiß}, D} = \underline{\underline{770 \text{ kg/h}}}$$

Die gekoppelte Nutzung von Heißdampf und Heißluft ist im Diagramm 5.2.4, S. 54, graphisch dargestellt.



**Diagramm 5.2.4:** Abhängigkeit Heißdampf-/Heißluftbedarf der GRR-Anlage in Abhängigkeit vom Wassergehalt bei einer Vorwärmung auf 120 °C.

Die durch die minimal erforderliche Wasserdampfmenge (70 kg/h, siehe Abschn. 5.2.3, S. 51) gehende Strich-Punkt-Linie teilt das Diagramm in zwei Bereiche. Im rechten Bereich findet Wasserdampfdestillation im vollen Umfang statt, da ausreichend Wasserdampf zur Verfügung steht. In dem Bereich links reicht die Dampfmenge nicht aus, um diesen Vorgang vollständig zu ermöglichen. Die Wahl eines Arbeitspunktes in diesem Bereich bedeutet praktisch den Dampfstripp-Prozess nur mit Heißluft zu betreiben. Positive Effekte der Wasserdampfdestillation bleiben demzufolge aus und werden nicht genutzt. Allerdings sind (mit der GRR-Anlage) bis jetzt noch keine Erkenntnisse bei dieser Prozessbedingung gewonnen worden. Es wird empfohlen, den Arbeitspunkt im rechten Diagrammbereich zu wählen.

Die Festlegung einer konstanten Heißdampfmenge und die Ermittlung der ergänzenden Heißluftmengen im Dampfstripp-Prozess lässt sich in dem Diagramm 5.2.4 durch eine Vertikale darstellen, die je nach festgelegtem Wert nach links oder rechts zu verschieben ist. Aus den Schnittpunkten dieser Linie mit den Kurven werden die Heißluftmengen abgelesen. Beispielsweise werden bei 100 kg/h Heißdampf die ergänzenden Heißluftströme 88 (10-Gew.-%-Kurve), 380 (25-Gew.-%-Kurve), 840 (40-Gew.-%-Kurve) und 1572 kg/h (55-Gew.-%-Kurve) ermittelt. Analog hierzu wird bei Konstanzhaltung der Heißluftmenge und Variation der Heißdampfmenge eine Horizontale im Diagramm nach oben oder unten bewegt.

Wegen der großen Mengenschwankungen von Heißluft, die bei Konstanzhaltung einer Heißdampfmenge und der Variation des Suspensionswassergehalts entstehen, wird entschieden, eine konstante Luftmenge im GRR-Prozess zu fahren. Die daraus folgende Schwankung der Heißdampfmenge, wegen eines eventuell variierenden Wassergehalts der Suspension, lässt sich technisch einfacher mit der Auslegung des Dampfkessels bewältigen.

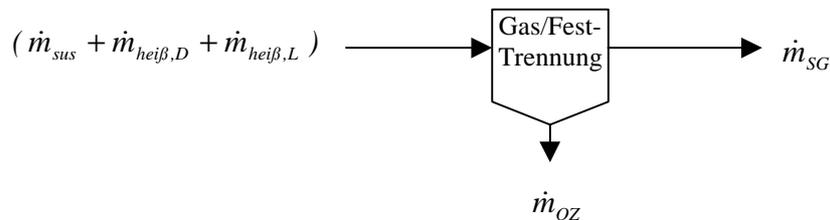
Die Wahl des Arbeitspunktes erfolgt so, dass mehr Luft als Dampf zu fahren ist, da die Produktionskosten des Heißdampfes deutlich höher liegen als die der Heißluft. Dabei darf der minimale Wasserdampfstrom von 70 kg/h nicht unterschritten werden. Für die 25-Gew.-%-Kurve wird folgender Arbeitspunkt festgelegt (siehe Diagramm 5.2.4):

$$\dot{m}_{\text{heiß},D} = \underline{\underline{100 \text{ kg/h}}} \quad \text{Heißdampfstrom}$$

$$\dot{m}_{\text{heiß},L} = \underline{\underline{380 \text{ kg/h}}} \quad \text{Heißluftstrom}$$

#### 5.2.4 Trennung Schadstoffgas/Feststoff

Als Schadstoffgas  $\dot{m}_{SG}$  [kg/h] wird das Gemisch aus Wasserdampf, Luft und dem in die Dampfphase überführten organischen Schadstoff bezeichnet. Dieses tritt am Ende des Rohrreaktors samt dem Bodenpartikelstrom  $\dot{m}_{OZ}$  [kg/h] in die Gas/Feststoff-Trennanlage ein. Die Wahl eines Anlagentyps wird später diskutiert. Von Interesse sind zunächst Stoffströme, Temperatur- und Druckbedingungen. Eine Bilanzskizze wird zu Grunde gelegt.



**Abbildung 5.2.3:** Bilanzskizze der Gas/Feststoff-Trennanlage.

Der Feststoffstrom im Aufgabegut (Bohrschlamm) beträgt 70 kg/h (siehe Tabelle 5.2.1, S. 41). Hier wird angenommen, dass diese Gesamtmenge als gereinigtes Bodenmaterial in der Gas/Feststoff-Trennanlage ausscheidet. Demnach lässt sich der Schadstoffgasstrom wie folgt berechnen.

$$\dot{m}_{SG} = (\dot{m}_{sus} + \dot{m}_{\text{heiß},D} + \dot{m}_{\text{heiß},L}) - \dot{m}_{OZ} \quad (5.2.10)$$

#### Berechnung:

$$\dot{m}_{sus} = 120 \text{ kg/h} \quad \text{bei 25 Gew.-% Wasser (siehe Tabelle 5.2.1, S. 41)}$$

$$\dot{m}_{\text{heiß},D} = 100 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{\text{heiß},L} = 380 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{OZ} = 70 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{SG} = (120 \text{ kg/h} + 100 \text{ kg/h} + 380 \text{ kg/h}) - 70 \text{ kg/h} = \underline{\underline{530 \text{ kg/h}}}$$

In der Trennanlage darf das Gasgemisch nicht kondensieren. Die Bodenpartikel können sonst durch Schadstoffkondensat wieder verunreinigt werden. Deshalb werden Wärmeverluste durch eine elektrische Begleitheizung kompensiert, damit die Temperatur des Bodenpartikel/Gas-Gemisches (300 °C am Reaktorausstritt) aufrecht erhalten bleibt. Der Prozessdruck in der Trennanlage wird zunächst auf 0,8 bar geschätzt.

### 5.2.5 Förderung des Prozessgases

Die Förderung des Prozessgases (Luft) im Kreislauf erfolgt über Kompressoren bzw. Verdichter. Die Verdichtung verläuft in zwei Stufen. Die erste Stufe fördert die Luft vom Absetzbehälter zum Ölfangbehälter mit einer Zwischenkühlung. Die zweite Stufe fördert die Luft vom Ölfangbehälter in die Vorwärmung bis zu dem Gasüberhitzer (siehe Abbildung 4.6, S. 36). Die sich dabei einstellenden Druck- und Temperaturverhältnisse und die aufzuwendenden Leistungen werden in diesem Abschnitt berechnet.

Theoretische Grundlagen der Gasverdichtung bzw. -expansion lassen sich von der allgemein gültigen Zustandsgleichung der Gase ableiten (siehe Gl. (3.2.2) im Abschn. 3.2.1, S. 14). Bei kleinen Drücken beträgt der Wert des Realgasfaktors  $Z$  von Luft ca. 1. Damit genügt Luft den Anforderungen idealer Gase. Der Verdichtungsprozess kann dann allgemein durch die polytrope Zustandsgleichung beschrieben werden [34, S. 106].

$$\frac{T_2}{T_1} = \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} = \left( \frac{V_1}{V_2} \right)^{n-1}, \quad \frac{V_2}{V_1} = \left( \frac{P_1}{P_2} \right)^{\frac{1}{n}} \quad (5.2.11)$$

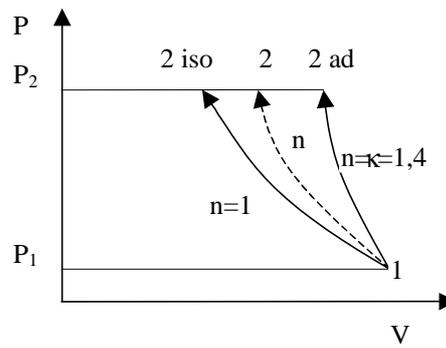
Es bedeuten:

$T_1, T_2$	Saug- und Druck-Temperatur	[K]
$P_1, P_2$	Saugdruck und druckseitiger Druck	[bar]
$V_1, V_2$	Saug- und Druck-Volumen	[m <sup>3</sup> ]
$n$	Polytropenexponent (meist 1...κ).	

Bei  $n = 1$  erfolgt die Verdichtung isotherm. Dabei wird Wärme abgeführt, so dass die Temperatur konstant bleibt. Für  $n = \kappa$  verläuft die Zustandsänderung isentrop mit  $\kappa$  als Isentropenexponent. Für zweiatomige Gase wie Luft gilt  $\kappa = 1,4$  [35, S. 352]. Im Gegensatz zu isothermen Zustandsänderungen wird bei der Isentrope keine Wärme zu- oder abgeführt. Die Zustandsänderung geschieht (theoretisch) in einem wärmeundurchlässigen Raum. Näherungsweise wird dies durch schnelllaufende Kraftmaschinen und Kompressoren erzielt, in denen das Gas so kurzzeitig verdichtet wird, dass der Wärmeaustausch gering bleibt [35, S. 352]. Kann aber der Wärmeaustausch nicht vernachlässigt werden, muss die Zustandsänderung durch die polytrope Gleichung beschrieben werden. Dabei gilt:

- $n < \kappa$  dem Gas wird bei der Verdichtung Wärme entzogen,
- $n > \kappa$  dem Gas wird bei der Verdichtung Wärme zugeführt.

Das Verhältnis der Volumina entspricht dem der Volumenströme. Abbildung 5.2.1, S. 57, stellt im P,V-Diagramm den Verlauf der erläuterten Zustandsänderungen dar.



**Abbildung 5.2.4:** Verlauf der Verdichtungs Zustandsänderung mit  $n=1$  bis  $n=k$  im  $P,V$ -Diagramm.

$1 \text{ @ } 2 \text{ iso}$	Isotherme Verdichtung
$1 \text{ @ } 2$	polytrope Verdichtung
$1 \text{ @ } 2 \text{ ad.}$	Isentrope Verdichtung
$P, V$	Druck u. Volumen.

Für einen verlustfrei arbeitenden Verdichter wird die spezifische (theoretische) Verdichtungsarbeit wie folgt berechnet [34, S. 107].

$$w_m = R_L \cdot T_1 \cdot \frac{n}{n-1} \cdot \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \quad \text{für 1 kg Luft} \quad (5.2.12)$$

Es bedeuten:

$w_m$	Verdichtungsarbeit	[kJ/kg]
$R_L$	Gaskonstante für Luft	(= 287 J/kg K, aus VDI-Wärmeatlas [22]).

Anders als in Wagner [34] wird hier betragmäßig gerechnet. Für die spezifische isentrope Arbeit muss  $n$  in Gl. (5.2.11) durch  $k$  ersetzt werden. Bei der isothermen Verdichtung ( $n=1$ ,  $T=\text{konst.}$ ) ist die spezifische Arbeit durch die Gleichung

$$w_{iso} = R_L \cdot T \cdot \ln \left( \frac{P_2}{P_1} \right) \quad (5.2.13)$$

zu berechnen. Die theoretische Verdichtungs- bzw. Antriebsleistung  $P_{th,antr.}$  [kW] ergibt sich aus der Beziehung

$$P_{th,antr.} = \dot{m}_L \cdot w_m \quad (5.2.14)$$

wobei der Luftmassenstrom  $\dot{m}_L$  in kg/s einzusetzen ist. Für eine Kompressoranlage (bzw. Verdichteranlage) des Gesamtwirkungsgrades  $\eta$  gilt die folgende tatsächliche Antriebsleistung

$$P_{tat,antr.} = \frac{P_{th,antr.}}{\eta} \quad (5.2.15)$$

Dabei ist  $P_{tat,antr.}$  [kW] die tatsächliche Kompressorantriebsleistung. Für die Berechnungen wird die folgende Prozess-Skizze zu Grunde gelegt.

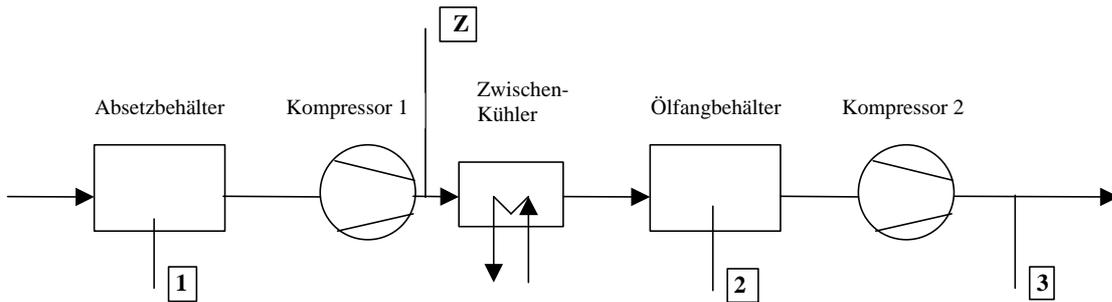


Abbildung 5.2.5: Prozess-Skizze der Kompressoranlage.

Im Absetzbehälter wird der gleiche Druck wie im Kondensator geschätzt, da beide Aggregaten durch ein einfaches Rohr ohne Drosselung verbunden sind. Der Druck im evakuierten Kondensator liegt bei ca. 0,7 bar. Der Prozessdruck während der Kondensation wird vom Partialdruck der Luft bestimmt, da Wasser- und Schadstoffdampf kondensieren. Hieraus ist im Kondensator und im Absetzbehälter ein kleinerer Druck als 0,7 bar zu erwarten. Wie später berechnet wird (siehe Abschn. 5.2.8, S. 71), kann von 0,47 bar ausgegangen werden. Die vorhandene Temperatur wird auf 50 °C geschätzt. Sollte im Kondensator eine niedrigere Kondensationstemperatur ermittelt werden, so muss die geschätzte Temperatur revidiert werden. Die Luft wird auf den Druck des Ölfangbehälters (ca. 1,1 bar geschätzt) verdichtet und dabei auf 20 °C abgekühlt. Dieser Druck ist wegen der zweiten Verdichtungsstufe konstant zu halten. In der zweiten Verdichtungsstufe wird die Luft auf ein Druckniveau komprimiert, so dass die Strömungsverluste im Wärmetauscher (WT1) und in der Rohrleitung bis zum Gasüberhitzer kompensiert werden, und die Gasströmung gewährleistet ist. Diese Verluste werden zunächst grob auf 3 bar geschätzt. Hierauf stützend wird 4 bar als Verdichtungsdruck gewählt. Tabelle 5.2.8 fasst die Zustandsdaten der Luftverdichtung zusammen.

Zustand	i		1	Z	2	3
Druck (abs.)	$P_i$	bar	0,47	1,1	1,1	4,0
Temperatur	$T_i$	°C	50	*	20	*
Luftdurchsatz	$\dot{m}_L$	kg/h	380	380	380	380
Luftdurchsatz	$\dot{V}_i$	m <sup>3</sup> /h	*	*	*	*

\* noch zu berechnende Zustände

Tabelle 5.2.8: Zustände der Luftverdichtung in der GRR-Anlage.

Bei der Luftverdichtung werden isentrope und polytrope Zustandsänderungsansätze betrachtet. Zunächst wird der Ansaugvolumenstrom im Zustand 1 berechnet.

Allgemein erfolgt die Umrechnung eines Fluidmassenstromes in Volumenstrom über die Kontinuitätsgleichung [36, S. 12]. Für Luft gilt:

$$\dot{V}_L = \frac{\dot{m}_L}{\rho_L} \quad (5.2.16)$$

Darin sind:

$\dot{m}_L$	Prozessluftstrom	[kg/h]	(= $\dot{m}_{\text{heiß},L}$ siehe Abschn. 5.2.3, S. 54–55)
$\dot{V}_L$	Luftvolumenstrom	[m <sup>3</sup> /h]	
$\rho_L$	Luftdichte	[kg/m <sup>3</sup> ].	

Die Luftdichte wiederum lässt sich aus Tabellen entnehmen oder aus der idealen Gasgleichung berechnen.

$$\rho_L = \frac{P_L}{R_L \cdot T_L} \quad (5.2.17)$$

Da keine Verwechslungsgefahr besteht, wird bei den Berechnungen, bis auf  $\dot{m}_L$  und  $R_L$ , der Index „L“ weggelassen.

Berechnung der Luftdichte im Zustand 1 nach Gl. (5.2.17):

$$P_1 = 0,47 \text{ bar} = 0,47 \cdot 10^5 \text{ N/m}^2, \quad T_1 = 50 \text{ °C oder } 323 \text{ K}, \quad R_L = 287 \text{ Nm/kg K}$$

$$\rho_1 = \frac{0,47 \cdot 10^5 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}}{287 \frac{\text{Nm}}{\text{kg K}} \cdot 323 \text{ K}} = \underline{\underline{0,507 \text{ kg/m}^3}}$$

Berechnung des Ansaugvolumenstroms nach Gl. (5.2.16):

$$\dot{m}_L = 380 \text{ kg/h}$$

$$\dot{V}_1 = \frac{380 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{0,507 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 749,5 \text{ m}^3/\text{h} \quad \Rightarrow \quad \dot{V}_1 \approx \underline{\underline{750 \text{ m}^3/\text{h}}}$$

### 5.2.5.1 Isentrope Verdichtung (k=1,4 für Luft)

➤ **Zustandsänderung: 1®Z (1. Verdichtungsstufe)**

Temperatur nach Gl. (5.2.11):

$$T_Z = 323 \text{ K} \cdot \left( \frac{1,1 \text{ bar}}{0,47 \text{ bar}} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} \approx 412 \text{ K} \quad \Rightarrow \quad T_Z = \underline{\underline{139 \text{ °C}}}$$

Volumenstrom nach Gl. (5.2.11):

$$\dot{V}_Z = 750 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \left( \frac{0,47 \text{ bar}}{1,1 \text{ bar}} \right)^{\frac{1}{1,4}} \approx \underline{\underline{409 \text{ m}^3/\text{h}}}$$

Spezifische Verdichtungsarbeit nach Gl. (5.2.12):

$$w_m = 287 \frac{\text{Nm}}{\text{kg K}} \cdot 323 \text{ K} \cdot \frac{1,4}{1,4-1} \cdot \left[ \left( \frac{1,1 \text{ bar}}{0,47 \text{ bar}} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1 \right] = 89227 \text{ Nm/kg}$$

$$w_m = \underline{\underline{89,227 \text{ kJ/kg}}} \quad ( 1 \text{ Nm} = 1 \text{ J} )$$

Theoretische Antriebsleistung nach Gl. (5.2.14):

$$P_{th,antr.} = \left( \frac{380 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right) \cdot 89,227 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \underline{\underline{9,4 \text{ kJ/s}}} \Rightarrow P_{th,antr.} = \underline{\underline{9,4 \text{ kW}}}$$

Tatsächliche Antriebsleistung bei dem Gesamtwirkungsgrad  $\eta=0,7$  nach Gl. (5.2.15):

$$P_{tat,antr.} = \frac{9,4 \text{ kW}}{0,7} = \underline{\underline{13,4 \text{ kW}}}$$

➤ **Zustandsänderung: Z<sup>®</sup> 2**

Isobare Volumenänderung:

Abgeleitet von der idealen Gasgleichung gilt bei konstantem Druck das folgende Verhältnis:

$$\frac{\dot{V}_2}{\dot{V}_Z} = \frac{T_2}{T_Z} \quad (5.2.18)$$

Der Luftvolumenstrom nach der Zwischenkühlung auf 20 °C beträgt:

$$\dot{V}_2 = 409 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{293 \text{ K}}{412 \text{ K}} \approx \underline{\underline{291 \text{ m}^3/\text{h}}}$$

Kühlmittelbedarf des Zwischenkühlers (K2):

Wenn die Wärmeverluste unberücksichtigt bleiben, dann gilt, dass die vom Kühlmittel (Wasser) aufgenommene Wärme der von der Luft abgegebenen Wärme entspricht. Der Kühlmittelbedarf ergibt sich aus folgender Gleichung.

$$\dot{m}_{KM} = \frac{\dot{m}_L \cdot c_{pL} \cdot (T_Z - T_2)}{c_{pKM} \cdot \Delta T_{KM}} \quad (5.2.19)$$

Darin bedeuten:

$\dot{m}_{KM}$	Kühlmittelbedarf	[kg/h]
$c_{pKM}$	spezifische Wärmekapazität des Kühlmittels	[kJ/kg K]
$\Delta T_{KM}$	zulässige Kühlmittelerwärmung	[K].

Für Wasser als Kühlmittel:  $c_{pKM} = 4,2 \text{ kJ/kg K}$      $\Delta T_{KM} = 30 \text{ K}$  geschätzt!  
spezifische Wärmekapazität von Luft bei ca 80 °C  $\approx (139+20) \text{ °C}/2$      $c_{pL} = 1,010 \text{ kJ/kg K}$

$$T_Z - T_2 = 139 \text{ °C} - 20 \text{ °C} = 119 \text{ °C} \quad \text{oder} \quad 119 \text{ K}$$

$$\dot{m}_{KM} = 380 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1,010 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \cdot 119 \text{ K}}{4,2 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \cdot 30 \text{ K}} \approx \underline{\underline{363 \text{ kg/h}}}$$

Dieses Ergebnis entspricht einem Verbrauch von 363 Litern Kühlwasser in der Stunde, wenn von einer Wasserdichte von 1 kg/L ausgegangen wird.

➤ **Zustandsänderung: 2®3 (2. Verdichtungsstufe)**

Temperatur nach Gl. (5.2.11):

$$T_3 = 293\text{K} \cdot \left( \frac{4,0\text{bar}}{1,1\text{bar}} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} \approx 424\text{K} \Rightarrow T_3 = \underline{\underline{151^\circ\text{C}}}$$

Volumenstrom nach Gl. (5.2.11):

$$\dot{V}_3 = 291 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \left( \frac{1,1\text{bar}}{4,0\text{bar}} \right)^{\frac{1}{1,4}} = 115,72 \text{m}^3/\text{h} \Rightarrow \dot{V}_3 \approx \underline{\underline{116 \text{m}^3/\text{h}}}$$

Spezifische Verdichtungsarbeit nach Gl. (5.2.12):

$$w_m = 287 \frac{\text{Nm}}{\text{kg K}} \cdot 293\text{K} \cdot \frac{1,4}{1,4-1} \cdot \left[ \left( \frac{4,0\text{bar}}{1,1\text{bar}} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1 \right] = 131287,97 \text{Nm/kg}$$

$$w_m \approx \underline{\underline{131,288 \text{kJ/kg}}} \quad (1 \text{Nm} = 1 \text{J})$$

Theoretische Antriebsleistung nach Gl. (5.2.14):

$$P_{th,antr.} = \left( \frac{380 \text{kg/h}}{3600 \text{s/h}} \right) \cdot 131,288 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \underline{\underline{13,86 \text{kJ/s}}} \Rightarrow P_{th,antr.} = \underline{\underline{13,86 \text{kW}}}$$

Tatsächliche Antriebsleistung bei dem Gesamtwirkungsgrad  $h=0,7$  nach Gl. (5.2.15):

$$P_{tat,antr.} = \frac{13,86 \text{kW}}{0,7} = \underline{\underline{19,80 \text{kW}}}$$

➤ **Isentrope Gesamtantriebsleistungen (1.+2. Stufe)**

$$P_{th,antr.} = 9,4 \text{kW} + 13,86 \text{kW} \approx \underline{\underline{23,30 \text{kW}}}$$

$$P_{tat,antr.} = 13,4 \text{kW} + 19,8 \text{kW} = \underline{\underline{33,20 \text{kW}}}$$

### 5.2.5.2 Polytrope Verdichtung

Die Berechnungen erfolgen mit einem Polytropenexponenten  $n = 1,2$ . Die Druckverhältnisse bleiben unverändert.

➤ **Zustandsänderung: 1®Z (1. Verdichtungsstufe)**

Temperatur nach Gl. (5.2.11):

$$T_Z = 323\text{K} \cdot \left( \frac{1,1\text{bar}}{0,47\text{bar}} \right)^{\frac{1,2-1}{1,2}} \approx 372\text{K} \Rightarrow T_Z = \underline{\underline{99^\circ\text{C}}}$$

Volumenstrom nach Gl. (5.2.11):

$$\dot{V}_Z = 750 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \left( \frac{0,47 \text{ bar}}{1,1 \text{ bar}} \right)^{\frac{1}{1,2}} \approx \underline{\underline{369 \text{ m}^3/\text{h}}}$$

Spezifische Verdichtungsarbeit nach Gl. (5.2.12):

$$w_m = 287 \frac{\text{Nm}}{\text{kg K}} \cdot 323 \text{ K} \cdot \frac{1,2}{1,2-1} \cdot \left[ \left( \frac{1,1 \text{ bar}}{0,47 \text{ bar}} \right)^{\frac{1,2-1}{1,2}} - 1 \right] = 84686 \text{ Nm/kg}$$

$$w_m = \underline{\underline{84,686 \text{ kJ/kg}}} \quad (1 \text{ Nm} = 1 \text{ J})$$

Theoretische Antriebsleistung nach Gl. (5.2.14):

$$P_{th,antr.} = \left( \frac{380 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right) \cdot 84,686 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \approx \underline{\underline{8,94 \text{ kJ/s}}} \Rightarrow P_{th,antr.} = \underline{\underline{8,94 \text{ kW}}}$$

Tatsächliche Antriebsleistung bei dem Gesamtwirkungsgrad  $\eta=0,7$  nach Gl. (5.2.15):

$$P_{tat,antr.} = \frac{8,94 \text{ kW}}{0,7} \approx \underline{\underline{12,80 \text{ kW}}}$$

### ➤ Zustandsänderung: Z<sup>®</sup> 2

Isobare Volumenänderung nach Gl. (5.2.18):

$$\dot{V}_2 = 369 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \frac{293 \text{ K}}{372 \text{ K}} \approx \underline{\underline{291 \text{ m}^3/\text{h}}}$$

Kühlmittelbedarf für den Zwischenkühler nach Gl. (5.2.19):

Kühlwasserwerte:  $c_{pKM} = 4,2 \text{ kJ/kg K}$      $\Delta T_{KM} = 30 \text{ K}$  geschätzt!

Spezifische Wärmekapazität von Luft bei ca.  $60 \text{ °C} \approx (99+20) \text{ °C}/2$ :  $c_{pL} = 1,009 \text{ kJ/kg K}$

$$T_Z - T_2 = 99 \text{ °C} - 20 \text{ °C} = 79 \text{ °C} \quad \text{oder} \quad 79 \text{ K}$$

$$\dot{m}_{KM} = 380 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{1,009 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \cdot 79 \text{ K}}{4,2 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \cdot 30 \text{ K}} \approx \underline{\underline{241 \text{ kg/h}}}$$

Dieses Ergebnis entspricht einem Verbrauch von *241 Litern* Kühlwasser in der Stunde, wenn von einer Wasserdichte von *1 kg/L* ausgegangen wird.

➤ **Zustandsänderung: 2®3 (2. Verdichtungsstufe)**

Temperatur nach Gl. (5.2.11):

$$T_3 = 293\text{K} \cdot \left( \frac{4,0\text{bar}}{1,1\text{bar}} \right)^{\frac{1,2-1}{1,2}} \approx 363,34\text{K} \Rightarrow T_3 \approx \underline{\underline{90^\circ\text{C}}}$$

Volumenstrom nach Gl. (5.2.11):

$$\dot{V}_3 = 291 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot \left( \frac{1,1\text{bar}}{4,0\text{bar}} \right)^{\frac{1}{1,2}} \approx \underline{\underline{99\text{m}^3/\text{h}}}$$

Spezifische Verdichtungsarbeit nach Gl. (5.2.12):

$$w_m = 287 \frac{\text{Nm}}{\text{kg K}} \cdot 293\text{K} \cdot \frac{1,2}{1,2-1} \cdot \left[ \left( \frac{4,0\text{bar}}{1,1\text{bar}} \right)^{\frac{1,2-1}{1,2}} - 1 \right] = 121123,98 \text{ Nm/kg}$$

$$w_m \approx \underline{\underline{121,124\text{kJ/kg}}} \quad ( 1 \text{ Nm} = 1 \text{ J} )$$

Theoretische Antriebsleistung nach Gl. (5.2.14):

$$P_{th,antr.} = \left( \frac{380\text{ kg/h}}{3600\text{ s/h}} \right) \cdot 121,124 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \underline{\underline{12,80\text{kJ/s}}} \Rightarrow P_{th,antr.} = \underline{\underline{12,80\text{kW}}}$$

Tatsächliche Antriebsleistung bei dem Gesamtwirkungsgrad  $\eta=0,7$  nach Gl. (5.2.15):

$$P_{tat,antr.} = \frac{12,80\text{kW}}{0,7} \approx \underline{\underline{18,30\text{kW}}}$$

➤ **Polytrope Gesamtantriebsleistungen (1.+2. Stufe)**

$$P_{th,antr.} = 8,94\text{kW} + 12,80\text{kW} \approx \underline{\underline{22\text{kW}}}$$

$$P_{tat,antr.} = 12,8\text{kW} + 18,3\text{kW} \approx \underline{\underline{31\text{kW}}}$$

### 5.2.5.3 Diskussion der Ergebnisse

Hierzu werden die Berechnungsergebnisse tabellarisch zusammengestellt.

		isentropie Luftverdichtung $\kappa=1,4$				polytrophe Luftverdichtung $n=1,2$			
Zustand	i	1	Z	2	3	1	Z	2	3
$P_i$	bar	0,47	1,1	1,1	4,0	0,47	1,1	1,1	4,0
$T_i$	°C	50	139	20	151	50	99	20	90
$\dot{m}_L$	kg/h	380				380			
$\dot{V}_i$	m <sup>3</sup> /h	750	409	291	116	750	369	291	99
$P_{th,antr.}$	kW	23,3				22,0			
$P_{tat,antr.}$	kW	33,2				31,0			
$\dot{m}_{KM}$	L/h		363				241		

**Tabelle 5.2.9:** Zusammenstellung der Berechnungsergebnisse der Luftverdichtung, Luftzustände nach Abbildung 5.2.5, S. 58.

Es bedeuten:

$\dot{V}$	Luftvolumenstrom	[m <sup>3</sup> /h]
$\dot{m}_L$	Luftmassenstrom	[kg/h]
$\dot{m}_{KM}$	Kühlmittelmassenstrom	[kg/h]
$P_{th,antr.}, P_{tat,antr.}$	theoretische und tatsächliche Kompressorantriebsleistung	[kW].

Aus dieser Tabelle erkennt man, dass bei gleichbleibenden Druckverhältnissen die Temperatur und der Volumenstrom bei der polytropen Zustandsänderung niedriger ausfallen als bei der isentropen Zustandsänderung. Beispielsweise weist Zustand 3 bei der Polytrope die Werte 90 °C und 99 m<sup>3</sup>/h auf, während bei der Isentrope 151 °C und 116 m<sup>3</sup>/h zu verzeichnen sind. Auch der Kühlwasserverbrauch sinkt um ca. 33,6 % von 363 auf 241 L/h. Die Senkung der tatsächlichen Antriebsleistung von der isentropen zu polytropen Zustandsänderung beträgt 6,63 %, d.h. von 33,2 auf ca. 31,0 kW. Dies wird bei der Wahl der Prozessführung berücksichtigt. Neben dem Zweck der Gasförderung im Kreislauf soll auch in der zweiten Stufe der Verdichtung die Lufttemperatur angehoben werden. Die Höhe dieser Temperatur kann durch die Wahl des Polytropenexponentes beeinflusst werden. Bei  $n$ -Wert zwischen 1,4 und 1,2 können in grober Schätzung die benötigten Angaben (z.B.  $P_i, T_i, \dot{V}_i$ ) linear interpoliert werden. Für  $n=1,3$  wird ca. 120 °C im Zustand 3 gerechnet. Die Temperatur im Zustand 3 soll möglichst konstant bleiben, da sie in die Auslegung des Wärmetauschers WT1 (siehe Abbildung 4.6, S. 36) hineingeht. Da die Isentrope eher einen theoretischen Verlauf darstellt und auch hoher Antriebsleistung bedarf, wird hier von einer polytropen Luftverdichtung ausgegangen. Für die Auslegung der Kompressoranlage werden zunächst folgende Daten festgelegt:

$n = 1,2$	Polytropenexponent,
$P_3 = 4,0 \text{ bar}$	Verdichtungsdruck (2. Stufe),
$T_3 = 90 \text{ °C}$	Verdichtungstemperatur (2. Stufe),
$P_{tat,antr.} \gg 31 \text{ kW}$	Gesamtantriebsleistung,
$\dot{m}_{KM} = 241 \text{ L/h}$	Kühlwasserbedarf.

### 5.2.6 Prozessgas- und Kesselspeisewasservorwärmung

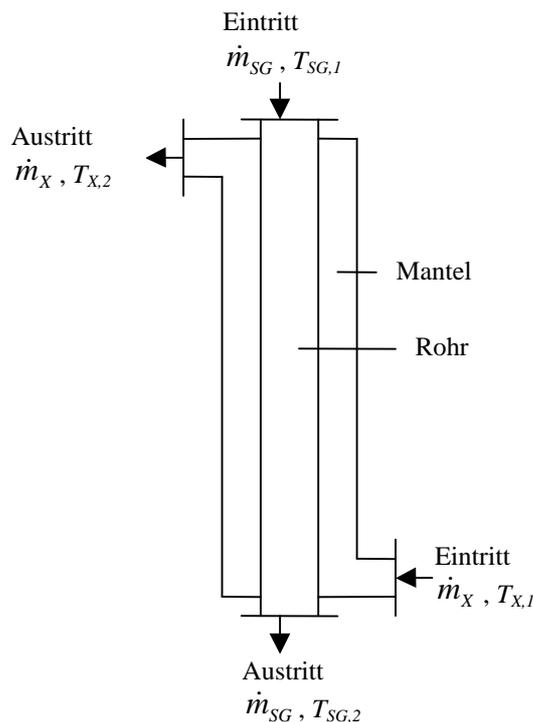
Zweck der Vorwärmung der Luft und des Kesselspeisewassers ist die Senkung des Wärmeenergieverbrauchs bei der Produktion und Überhitzung von Wasserdampf und Prozessgas (Luft). Dies erfolgt durch die Nutzung des hohen Wärmeinhalts des Schadstoffgases nach der Gas/Feststoff-Trennanlage. Vorwärmung findet für Luft im Wärmetauscher WT1 und für Wasser im WT2 statt. Da das Schadstoffgas ein Dampf/Gasgemisch ist, werden die Stoffdaten unter Einbeziehung der Phasenkonzentrationen berechnet. Die Ergebnisse sind in der Tabelle 5.2.10 dargestellt.

Schadstoffgas-komponente	Massenstrom	$C_m$
$m_{OS}$ [kg/h]	20	0,038
$m_{H_2O, ges}$ [kg/h]	130*	0,245
$m_L$ [kg/h]	380	0,717
$m_{SG}$ [kg/h]	530	

\* Gesamtwassermenge: Suspensionswasser + Heißdampf

**Tabelle 5.2.10:** Konzentration  $C_m$  [-] oder [Gew.-%] des Schadstoffgases.

Das Bilanzschema wird zu Grunde gelegt.



**Abbildung 5.2.6:** Bilanzskizze der Vorwärmung im Wärmetauscher.

Es bedeuten:

$\dot{m}_{SG}, \dot{m}_X$	Schadstoffgas- und Luft- bzw. Wassermassenströme	[kg/h]
$T_{SG,1}, T_{SG,2}$	Schadstoffgas Eintritts- und Austrittstemperatur	[°C]
$T_{X,1}, T_{X,2}$	Luft- bzw. Wasser-Eintritts- und -Austrittstemperatur	[°C].

Der Index X steht für Luft (L) bzw. Wasser (H<sub>2</sub>O). Wie es in der Abbildung 5.2.6 dargestellt ist, wird eine Gegenstromfahrweise angenommen, da diese in der Praxis den größten Wärmetransport hat [25]. Das rohrseitige Medium (Schadstoffgas) liefert den zur Vorwärmung von Luft und Wasser erforderlichen Wärmestrom  $\dot{Q}_{SG}$  [kW] und kühlt ab.

$$\dot{Q}_{SG} = \dot{m}_{SG} \cdot C_{p_{SG}} \cdot \Delta T_{SG} \quad (5.2.20)$$

Darin sind:

$\Delta T_{SG}$  Differenz zwischen Ein- und Austrittstemperatur des Schadstoffgases [K]  
 $C_{p_{SG}}$  spezifische Wärmekapazität des Schadstoffgases [kJ/kg K].

Bei einer Erwärmung um  $\Delta T_X$  von Luft bzw. Wasser wird der tatsächliche Wärmestrom  $\dot{Q}_X$  [kW] benötigt.

$$\dot{Q}_X = \dot{m}_X \cdot C_{p_X} \cdot \Delta T_X \quad (5.2.21)$$

Analog zur Gl. (5.2.20) sind dabei  $\Delta T_X$  die Temperaturdifferenz zwischen Ein- und Austrittstemperatur von Luft bzw. Wasser in Kelvin und  $C_{p_X}$  deren spezifische Wärmekapazität in kJ/kg K.

Bei der Wärmeübertragung werden zunächst die Wärmeverluste nach außen vernachlässigt. Demnach können Gl. (5.2.20) und Gl. (5.2.21) gleichgesetzt werden. Bei Vorgabe der zulässigen Erwärmung von Luft bzw. Wasser kann die Abkühlung des Schadstoffgases bestimmt werden.

$$\Delta T_{SG} = \Delta T_X \cdot \frac{\dot{m}_X \cdot C_{p_X}}{\dot{m}_{SG} \cdot C_{p_{SG}}} \quad (5.2.22)$$

Für die benötigte Wärmetauscherfläche  $A$  [m<sup>2</sup>] gilt:

$$A = \frac{\dot{Q}_{WT}}{k \cdot \Delta T_m} \quad (5.2.23)$$

Dabei sind:

$\dot{Q}_{WT}$  der im Wärmetauscher übertragene Wärmestrom ( $= |\dot{Q}_{SG}| = \dot{Q}_X$ ) [kW]  
 $k$  Wärmedurchgangskoeffizient [kW/m<sup>2</sup> K]  
 $\Delta T_m$  logarithmische Temperaturdifferenz [K].

Aus der örtlichen Temperaturdifferenzen an den beiden Enden des Wärmetauschers lässt sich die logarithmische Temperaturdifferenz berechnen [22, S. Ca 5].

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_{gr} - \Delta T_{kl}}{\ln \frac{\Delta T_{gr}}{\Delta T_{kl}}} \quad (5.2.24)$$

mit

$\Delta T_{gr}$ ,  $\Delta T_{kl}$  größte bzw. kleinste Temperaturdifferenz [K]

Zunächst wird die Vorwärmung von Luft berechnet, da Berechnungsergebnisse im Weiteren benötigt werden.

### 5.2.6.1 Wärmeübertragung im Wärmetauscher WT1

Schadstoffgas und Luft treten in den Wärmetauscher WT1 jeweils mit der Temperatur  $300\text{ °C}$  und  $90\text{ °C}$  ein. Die Luft kann maximal um  $210\text{ K}$  erwärmt werden. In der Praxis aber wird dies nicht erreicht, da Wärmeverluste und schlechte Wärmedurchgangskoeffizienten den Wärmeübertragungsprozess beeinflussen. Es wird deshalb eine Luftvorwärmung um  $190\text{ K}$  vorgeschlagen. Daraus ergibt sich eine Luftaustrittstemperatur von  $280\text{ °C}$ .

Berechnungsdaten (Cp- u. k-Wert aus [22]):

$$\dot{m}_L = 380\text{ kg/h}, \quad T_{L,1} = 90\text{ °C}, \quad T_{L,2} = 280\text{ °C}$$

$$\dot{m}_{SG} = 530\text{ kg/h}, \quad T_{SG,1} = 300\text{ °C}, \quad T_{SG,2} = ?\text{ °C}$$

$C_{pL} = 1,023\text{ kJ/kg K}$  bei  $1\text{ bar}$  u.  $185\text{ °C}$ =mittlere Lufttemperatur zw. Ein- und Austritt

$250\text{ °C}$ = geschätzte mittlere Schadstoffgas-Temperatur zw. Ein- und Austritt

Cp-Wert der Schadstoffgaskomponente bei  $250\text{ °C}$

$C_{pOS} = 2,605\text{ kJ/kg K}$  organischer Schadstoff (Öl=n-Undecan, dampfförmig)

$C_{pH_2O} = 1,990\text{ kJ/kg K}$  Wasser (dampfförmig)

$C_{pL} = 1,035\text{ kJ/kg K}$  Luft

spezifische Wärmekapazität des Schadstoffgases nach Gl. (5.1.4):

$$C_{pSG} = 0,038 \cdot 2,605 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} + 0,245 \cdot 1,990 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} + 0,717 \cdot 1,035 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} = \underline{\underline{1,329\text{ kJ/kg K}}}$$

k-Wert bei kleinen Drücken (Gas/Gas-Wärmeaustausch):  $k = 0,025\text{ kW/m}^2\text{ K}$

Abkühlungstemperatur des Schadstoffgases nach Gl. (5.2.22)

$$\Delta T_{SG} = 190\text{ K} \cdot \frac{380 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 1,023 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}}{530 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 1,329 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}} \approx \underline{\underline{105\text{ K}}} \quad \text{oder} \quad 105\text{ °C}$$

$$\Rightarrow T_{SG,2} = 300\text{ °C} - 105\text{ °C} = \underline{\underline{195\text{ °C}}} \quad (\text{Austrittstemperatur des Schadstoffgases})$$

Damit beträgt die mittlere Temperatur des Schadstoffgases zwischen Ein- und Austritt des Wärmetauschers WT1 ca.  $248\text{ °C}$ . Die entstandene Abweichung zu dem Cp-Wert bei  $250\text{ °C}$  kann vernachlässigt werden. Ein erneuter Rechengang ist also nicht notwendig.

Logarithmische Temperaturdifferenz nach Gl. (5.2.24):

$$\Delta T_{gr} = 195\text{ °C} - 90\text{ °C} = 105\text{ °C} \quad \text{oder} \quad 105\text{ K}$$

$$\Delta T_{kl} = 300\text{ °C} - 280\text{ °C} = 20\text{ °C} \quad \text{oder} \quad 20\text{ K}$$

$$\Delta T_m = \frac{105\text{ K} - 20\text{ K}}{\ln \frac{105\text{ K}}{20\text{ K}}} = \underline{\underline{51\text{ K}}}$$

Wärmeübertragungsfläche nach Gl. (5.2.23):

$$A = \frac{\left( \frac{380 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right) \cdot 1,023 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \cdot 190 \text{ K}}{0,025 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2 \text{K}} \cdot 51 \text{ K}} \approx 16 \text{ m}^2$$

$$A = \underline{\underline{16 \text{ m}^2}}$$

Ergebniszusammenfassung:

Schadstoffgas:  $\dot{m}_{SG} = 530 \text{ kg/h}$      $T_{SG,1} = 300 \text{ °C}$      $T_{SG,2} = 195 \text{ °C}$

Luft:  $\dot{m}_L = 380 \text{ kg/h}$      $T_{L,1} = 90 \text{ °C}$      $T_{L,2} = 280 \text{ °C}$

Wärmeübertragungsfläche:  $A = 16 \text{ m}^2$

### 5.2.6.2 Wärmeübertragung im Wärmetauscher WT2

Die Berechnungen erfolgen wie im Abschn. 5.2.6.1, S. 67. Luft wird hier erwärmt (ohne Phasenänderung!). Anstelle des Index X in den Gln. (5.2.21/22) ist der Index H<sub>2</sub>O zu verwenden, um auf das Prozesswasser hinzudeuten. Eintrittstemperatur von Schadstoffgas und Wasser im Wärmetauscher WT2 sind jeweils 195 °C und 10 °C. Es wird eine Erwärmung um ca. 110 K bei 5 bar mantelseitigem Prozessdruck angestrebt.

Berechnungsdaten (Cp- u. k-Wert aus [22]):

$$\dot{m}_{H_2O} = 100 \text{ kg/h}, \quad T_{H_2O,1} = 10 \text{ °C}, \quad T_{H_2O,2} = 120 \text{ °C}$$

$$\dot{m}_{SG} = 530 \text{ kg/h}, \quad T_{SG,1} = 195 \text{ °C}, \quad T_{SG,2} = ? \text{ °C}$$

$C_{pH_2O} = 4,186 \text{ kJ/kg K}$  bei 65 °C = mittlere Wassertemperatur zw. Ein- u. Austritt

160 °C = geschätzte mittlere Schadstoffgas-Temperatur zw. Ein- und Austritt

Cp-Wert der Schadstoffgaskomponenten bei 160 °C

$C_{pOS} = 2,269 \text{ kJ/kg K}$     organischer Schadstoff (Öl=n-Undecan, dampfförmig)

$C_{pH_2O} = 2,374 \text{ kJ/kg K}$     Wasser (dampfförmig)

$C_{pL} = 1,019 \text{ kJ/kg K}$     Luft

spezifische Wärmekapazität des Schadstoffgases nach Gl. (5.1.4):

$$C_{pSG} = 0,038 \cdot 2,269 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} + 0,245 \cdot 2,374 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} + 0,717 \cdot 1,019 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} = \underline{\underline{1,398 \text{ kJ/kg K}}}$$

k-Wert bei Gas/Flüssig-Wärmeaustausch:  $k = 0,050 \text{ kW/m}^2 \text{ K}$

Abkühlungstemperatur des Schadstoffgases nach Gl. (5.2.22)

$$\Delta T_{SG} = 110 \text{ K} \cdot \frac{100 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 4,186 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}}{530 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 1,398 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}} \approx \underline{\underline{62 \text{ K}}} \quad \text{oder} \quad 62 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Rightarrow T_{SG,2} = 195 \text{ } ^\circ\text{C} - 62 \text{ } ^\circ\text{C} = \underline{\underline{133 \text{ } ^\circ\text{C}}} \quad (\text{Austrittstemperatur des Schadstoffgases}).$$

Damit beträgt die mittlere Temperatur des Schadstoffgases zwischen Ein- und Austritt des Wärmetauschers WT2 ca.  $164 \text{ } ^\circ\text{C}$ . Die entstandene Abweichung zu dem Cp-Wert bei  $160 \text{ } ^\circ\text{C}$  kann vernachlässigt werden. Ein erneuter Rechengang ist also nicht notwendig.

Logarithmische Temperaturdifferenz nach Gl. (5.2.24):

$$\Delta T_{gr} = 133 \text{ } ^\circ\text{C} - 10 \text{ } ^\circ\text{C} = 123 \text{ } ^\circ\text{C} \quad \text{oder} \quad 123 \text{ K}$$

$$\Delta T_{kl} = 195 \text{ } ^\circ\text{C} - 120 \text{ } ^\circ\text{C} = 75 \text{ } ^\circ\text{C} \quad \text{oder} \quad 75 \text{ K}$$

$$\Delta T_m = \frac{123 \text{ K} - 75 \text{ K}}{\ln \frac{123 \text{ K}}{75 \text{ K}}} = \underline{\underline{97 \text{ K}}}$$

Wärmeübertragungsfläche nach Gl. (5.2.23):

$$A = \frac{\left( \frac{100 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right) \cdot 4,186 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \cdot 110 \text{ K}}{0,050 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2 \text{ K}} \cdot 97 \text{ K}} = 2,64 \text{ m}^2$$

$$A \approx \underline{\underline{2,70 \text{ m}^2}}$$

Ergebniszusammenfassung:

$$\text{Schadstoffgas:} \quad \dot{m}_{SG} = 530 \text{ kg/h} \quad T_{SG,1} = 195 \text{ } ^\circ\text{C} \quad T_{SG,2} = 133 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Wasser:} \quad \dot{m}_{H_2O} = 100 \text{ kg/h} \quad T_{H_2O,1} = 10 \text{ } ^\circ\text{C} \quad T_{H_2O,2} = 120 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Wärmeübertragungsfläche:} \quad A = 2,70 \text{ m}^2.$$

**5.2.7 Erzeugung und Überhitzung der Arbeitsmedien Wasserdampf und Luft**

Das Arbeitsmedium Luft wird nach der Vorwärmung im Wärmetauscher WT1 in einem Überhitzer auf  $450 \text{ } ^\circ\text{C}$  Arbeitstemperatur gebracht. Auch aus dem vorgewärmten Kesselspeisewasser wird Satttdampf in einem Dampfkessel produziert und in einer weiteren Stufe auf  $450 \text{ } ^\circ\text{C}$  Arbeitstemperatur überhitzt. Da die Dreistoffdüse getrennte Leitungen für Heißdampf und Luft vorsieht, verläuft der Überhitzungsvorgang in separaten Apparaten. Der Betriebsdruck wird zunächst auf  $4,0 \text{ bar}$  festgelegt. Des Weiteren wird der Wirkungsgrad  $\eta_{ib}$  des Dampfkessels und der zwei Überhitzer auf  $0,9$  geschätzt. Die jeweilige Wärmeleistung  $\dot{Q}_Y$  [kW] dieser Apparate wird wie folgt berechnet:

$$\dot{Q}_Y = \frac{\dot{Q}_X}{\eta_{ib}} \quad (5.2.25)$$

Bei der Berechnung wird der Index Y in dieser Gleichung durch die Apparatenkennzeichnung entsprechend ersetzt. Es wird die Luftüberhitzung zunächst berechnet und anschließend die Erzeugung und Überhitzung von Wasserdampf.

### 5.2.7.1 Prozessgas (Luft)-Überhitzung

Die Berechnung erfolgt nach Gl. (5.2.21), in der der Index X durch L (Luft) zu ersetzen ist.

Temperaturdifferenz zwischen Lufteintritt und Luftaustritt:

$$\Delta T_L = 450^\circ\text{C} - 280^\circ\text{C} = 170^\circ\text{C} \text{ oder } 170\text{ K.}$$

Mittlere Lufttemperatur:

$$T_{L,m} = \frac{450^\circ\text{C} + 280^\circ\text{C}}{2} = 365^\circ\text{C}$$

Cp-Wert von Luft ( aus [22] )::

$$C_{pL} (4\text{ bar}, 365^\circ\text{C}) = 1,062\text{ kJ/kg K}$$

Von Luft aufgenommenener Wärmestrom nach Gl. (5.2.21):

$$\dot{Q}_L = \left( \frac{380\text{ kg/h}}{3600\text{ s/h}} \right) \cdot 1,062 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \cdot 170\text{ K} = \underline{\underline{19\text{ kJ/s}}} \Rightarrow \dot{Q}_L = \underline{\underline{19\text{ kW}}}$$

Wärmeleistung des Luftüberhitzers („Y“ = „L,Üb“) nach Gl. (5.2.25):

$$\dot{Q}_{L,\text{Üb}} = \frac{19\text{ kW}}{0,9} \approx \underline{\underline{21\text{ kW}}}$$

### 5.2.7.2 Erzeugung und Überhitzung von Wasserdampf

Zur Erzeugung von Sattdampf wird der Wärmestrom  $\dot{Q}_{H_2O}$  [kW] benötigt.

$$\dot{Q}_{H_2O} = \dot{m}_{H_2O} \cdot [C_{p_{H_2O}} \cdot (T_{\text{Verd}} - T_{H_2O,1}) + \Delta h_{V,H_2O}] \quad (5.2.26)$$

Es bedeuten:

$T_{\text{Verd}}$	Verdampfung Temperatur von Wasser bei Prozessdruck (4 bar)	[°C]
$T_{H_2O,1}$	Eintrittstemperatur von Wasser (120 °C)	[°C]
$C_{p_{H_2O}}$	spezifische Wärmekapazität von Wasser	[kJ/kg K]
$\Delta h_{V,H_2O}$	Verdampfungsenthalpie von Wasser	[kJ/kg].

Zur Überhitzung von Sattdampfe wird der Wärmestrom  $\dot{Q}_{H_2O,D}$  [kW] verbraucht.

$$\dot{Q}_{H_2O,D} = \dot{m}_{H_2O,D} \cdot C_{p_{H_2O,D}} \cdot (T_{H_2O,2} - T_{\text{Verd}}) \quad (5.2.27)$$

Dabei sind:

$\dot{m}_{H_2O,D}$	Sattdampfmenge (= $\dot{m}_{H_2O} = \dot{m}_{\text{heiß},D}$ Abschn. 5.2.3, S. 49-50)	[kg/h]
$C_{p_{H_2O,D}}$	spezifische Wärmekapazität von Sattdampf	[kJ/kg K]
$T_{H_2O,2}$	Austrittstemperatur des überhitzten Dampfes (450 °C)	[°C].

Berechnungsdaten (aus [22, Db7]):

4 bar

$$T_{\text{Verd}} = 143 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta h_{\text{V,H}_2\text{O}} = 2134 \text{ kJ/kg}$$

$$C_{\text{p,H}_2\text{O}} = 4,296 \text{ kJ/kg K}$$

$$C_{\text{p,H}_2\text{O,D}} = 2,255 \text{ kJ/kg K}$$

Wärmestrom zur Erzeugung von Sattdampf nach Gl. (5.2.26):

$$T_{\text{Verd}} - T_{\text{H}_2\text{O},1} = 143 \text{ }^\circ\text{C} - 120 \text{ }^\circ\text{C} = 23 \text{ }^\circ\text{C} \quad \text{oder} \quad 23 \text{ K}$$

$$\dot{Q}_{\text{H}_2\text{O}} = \left( \frac{100 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right) \cdot \left[ 4,296 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \cdot 23 \text{ K} + 2134 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right] = \underline{\underline{62 \text{ kJ/s}}} \Rightarrow \dot{Q}_{\text{H}_2\text{O}} = \underline{\underline{62 \text{ kW}}}$$

Dampfkesselleistung („Y“ = „Kessel“) nach Gl. (5.2.25):

$$\dot{Q}_{\text{Kessel}} = \frac{62 \text{ kW}}{0,9} \approx \underline{\underline{69 \text{ kW}}}$$

Wärmestrom zur Überhitzung des Sattdampfes nach Gl. (5.2.27):

$$T_{\text{H}_2\text{O},2} - T_{\text{Verd}} = 450 \text{ }^\circ\text{C} - 143 \text{ }^\circ\text{C} = 307 \text{ }^\circ\text{C} \quad \text{oder} \quad 307 \text{ K}$$

$$\dot{Q}_{\text{H}_2\text{O,D}} = \left( \frac{100 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right) \cdot 2,255 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \cdot 307 \text{ K} \approx \underline{\underline{19 \text{ kJ/s}}} \Rightarrow \dot{Q}_{\text{H}_2\text{O,D}} = \underline{\underline{19 \text{ kW}}}$$

Wärmeleistung des Sattdampfüberhitzers („Y“ = „Dampf,Üb“) nach Gl. (5.2.25):

$$\dot{Q}_{\text{Dampf,Üb}} = \frac{19 \text{ kW}}{0,9} \approx \underline{\underline{21 \text{ kW}}}$$

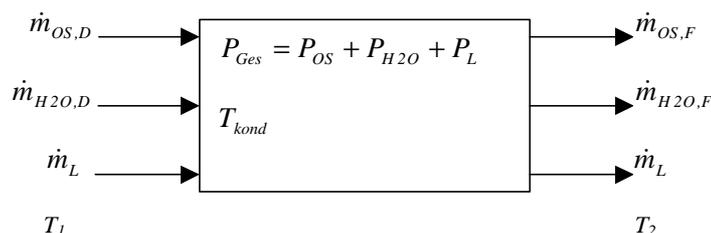
Gesamtwärmestrom zur Erzeugung und Überhitzung des Prozessdampfes:

$$\dot{Q}_{\text{H}_2\text{O,ges}} = \dot{Q}_{\text{Kessel}} + \dot{Q}_{\text{Dampf,Üb}} \quad (5.2.28)$$

$$\dot{Q}_{\text{H}_2\text{O,ges}} = 69 \text{ kW} + 21 \text{ kW} = \underline{\underline{90 \text{ kW}}}$$

## 5.2.8 Sprühkondensation

Das aus der Gas/Feststoff-Trennanlage kommende Schadstoffgas wird nach Abkühlung (Abschn. 5.2.6, S. 65) im Sprühkondensator kondensiert. Man kann sich den Kondensationsvorgang als Umkehr des im Rohrreaktor verlaufenden Prozesses der Wasserdampfdestillation vorstellen (siehe Abschn. 5.2.1, S. 42). Dabei erfahren Wasserdampf und der dampfförmige Schadstoff eine Phasenänderung, während die Prozessluft nur abkühlt. Die folgende Bilanzskizze wird zu Grunde gelegt.



**Abbildung 5.2.7:** Bilanzskizze der Sprühkondensation.

Es bedeuten:

$\dot{m}_{OS,D}, \dot{m}_{OS,F}$	dampfförmiger bzw. flüssiger Schadstoffstrom ( $= \dot{m}_{OS}$ )	[kg/h]
$\dot{m}_{H_2O,D}, \dot{m}_{H_2O,F}$	dampfförmiger bzw. flüssiger Wasserstrom ( $= \dot{m}_{H_2O}$ )	[kg/h]
$T_1, T_2$	Kondensator-Ein- und -Austrittstemperatur	[°C]
$T_{kond}$	Kondensationstemperatur	[°C]
$P_{Ges}$	Gesamtdruck (unmittelbar nach Behälterevakuierung)	[bar]
$P_{OS}$	Partialdruck des organischen Schadstoffdampfes	[bar]
$P_{H_2O}$	Partialdruck von Wasserdampf	[bar]
$P_L$	Partialdruck von Luft	[bar].

Bei der Kondensation der Schadstoffgas-Komponenten (organischer Schadstoff, Wasserdampf und Luft) muss Wärme abgeführt werden. Die abzuführenden Wärmeströme können mit Hilfe der Gleichungen (5.2.29/30/31) berechnet werden:

- Organischer Schadstoff:

$$\dot{Q}_{kond,OS} = \dot{m}_{OS} \cdot [Cp_{OS,D} \cdot (T_1 - T_{kond}) + \Delta h_{OS} + Cp_{OS,F} \cdot (T_{kond} - T_2)] \quad (5.2.29)$$

Es bedeuten:

$\dot{Q}_{kond,OS}$	vom Schadstoff (n-Undecan) abzuführender Wärmestrom	[kW]
$Cp_{OS,D}, Cp_{OS,F}$	spezifische Wärmekapazität des dampf- u. flüssigförmigen Schadstoffes ( aus [22])	[kJ/kg K]
$\Delta h_{OS}$	Kondensationsenthalpie des Schadstoffes ( aus [32])	[kJ/kg].

- Wasserdampf:

$$\dot{Q}_{kond,H_2O} = \dot{m}_{H_2O} \cdot [Cp_{H_2O,D} \cdot (T_1 - T_{kond}) + \Delta h_{H_2O} + Cp_{H_2O,F} \cdot (T_{kond} - T_2)] \quad (5.2.30)$$

Es bedeuten:

$\dot{Q}_{kond,H_2O}$	vom Wasserdampf abzuführender Wärmestrom	[kW]
$Cp_{H_2O,D}, Cp_{H_2O,F}$	spezifische Wärmekapazität des dampf- u. flüssigförmigen Wassers (aus [22])	[kJ/kg K]
$\Delta h_{H_2O}$	Kondensationsenthalpie von Wasser (aus [22])	[kJ/kg].

- Von Luft abzuführender Wärmestrom ( $\dot{Q}_{Ab,L}$  [kW]):

$$\dot{Q}_{Ab,L} = \dot{m}_L \cdot Cp_L \cdot (T_1 - T_2) \quad (5.2.31)$$

Der Gesamtdruck im Kondensator ergibt sich nach Dalton (s. Gl (3.2.6)) aus der Summe der Partialdrücke der Gemischkomponenten. Während der Kondensation bleibt der Partialdruck der Luft konstant, und gilt praktisch als Behälter- bzw. Prozessdruck, da Schadstoff- und Wasserdampf kondensieren.

Aufgrund des vollkommen unlöslichen Öl/Wasser-Gemisches kann analog zu Abschn. 5.2.1,

S. 42, der Kondensationsbeginn  $T_{kond}$  iterativ durch Gl. (3.2.13) (S. 18) berechnet werden. Der Druck ( $P_{sum}$ ) des isoliert betrachteten Öl/Wasserdampf-Gemisches lässt sich wie folgt bestimmen.

$$P_{sum} = P_{OS}^o + P_{H_2O}^o = P_{Ges} - P_L \quad (5.2.32)$$

Die umgesetzte Gesamtwärme bei der Kondensation ergibt sich aus der Summe der abzuführenden Wärmeströme.

$$\dot{Q}_{kond,ges} = \dot{Q}_{kond,OS} + \dot{Q}_{kond,H_2O} + \dot{Q}_{Ab,L} \quad (5.2.33)$$

#### Berechnungsdaten:

Geschätzter Kondensator- bzw. Behälterdruck unmittelbar nach Evakuierung der GRR-Anlage:  $P_{Ges} = 0,7 \text{ bar}$

$\dot{m}_{OS} = 20 \text{ kg/h}$                       Schadstoffstrom            siehe Tabellen 5.2.1/10, S. 41/65

$\dot{m}_{H_2O} = \dot{m}_{H_2O,ges} = 130 \text{ kg/h}$     Wasserstrom                siehe Tabelle 5.2.10, S. 65

$\dot{m}_L = 380 \text{ kg/h}$                       Luftstrom                    siehe Tabelle 5.2.10, S. 65

$M_{OS} = 156 \text{ kg/kmol}$     (n-Undecan  $C_{11}H_{24}$ )

$M_{H_2O} = 18 \text{ kg/kmol}$     (Wasser)

$M_L = 29 \text{ kg/kmol}$     (Luft)

Molanteil der Luft im Schadstoffgas nach Gl. (3.2.9)

$$y_L = \frac{\left( \frac{380 \text{ kg/h}}{29 \text{ kg/kmol}} \right)}{\left( \frac{380 \text{ kg/h}}{29 \text{ kg/kmol}} \right) + \left( \frac{130 \text{ kg/h}}{18 \text{ kg/kmol}} \right) + \left( \frac{20 \text{ kg/h}}{156 \text{ kg/kmol}} \right)} \approx \underline{\underline{0,64}}$$

Partialdruck der Luft (nach Dalton Gl. (3.2.6), S. 15):

$$P_L = y_L \cdot P_{Ges} \Rightarrow P_L = 0,64 \cdot 0,7 \text{ bar} = \underline{\underline{0,448 \text{ bar}}}$$

Damit ist:  $P_{sum} = 0,7 \text{ bar} - 0,448 \text{ bar} = 0,252 \text{ bar}$

#### iterative Berechnung (nach Gl. (3.2.13)) des Kondensationsbeginns

$T_{kond, geschätzt}$ °C	$P_{H_2O}^o$ *	$P_{OS}^o$ **	$P_{H_2O}^o + P_{OS}^o$ Gl.(3.2.13)	$P_{sum}$
70	0,3118	0,0107	0,323	0,252
65	0,2555	0,0080	0,264	
60	0,1993	0,0060	0,205	

\*) Angaben aus VDI-Wärmeatlas [22, S. Db7]    \*\*) Angaben aus VDI-AM [32, S. D2]

#### **Tabelle 5.2.11:** Ermittlung des Kondensationsbeginns durch Iteration.

Durch eine lineare Interpolation erhält man für  $P_{sum} = 0,252 \text{ bar}$  den Kondensationsbeginn bei ca.  $64 \text{ °C}$ . Damit ist der Anforderung im Abschn. 5.2.5 (S. 58) mit  $T_{kond} > 50 \text{ °C}$  genüge getan. Es gilt  $T_{kond} = \underline{\underline{64 \text{ °C}}}$

Kondensationsenthalpien bei  $T_{kond} = 64^\circ\text{C}$

$$\Delta h_{OS} \approx 338 \text{ kJ/kg} \quad \text{aus [32, J4]}$$

$$\Delta h_{H_2O} \approx 2348 \text{ kJ/kg} \quad \text{aus [22, Db7]}$$

$$T_1 = T_{SG,2} = 133^\circ\text{C} \quad \text{s. Abschn. 5.2.6.2, S. 69} \quad T_2 = 50^\circ\text{C} \quad \text{s. Abschn. 5.2.5, S. 58}$$

$$T_1 - T_{kond} = 133^\circ\text{C} - 64^\circ\text{C} = 69^\circ\text{C} \quad \text{oder } 69\text{K} \quad T_{kond} - T_2 = 64^\circ\text{C} - 50^\circ\text{C} = 14^\circ\text{C} \quad \text{oder } 14\text{K}$$

Vom Schadstoff abzuführender Wärmestrom nach Gl. (5.2.29):

$$Cp_{OS,D} = 2,016 \text{ kJ/kg K} \quad \text{bei der mittleren Temperatur} \quad (98,5^\circ\text{C} = (133^\circ\text{C} + 64^\circ\text{C})/2)$$

$$Cp_{OS,F} = 2,305 \text{ kJ/kg K} \quad \text{bei der mittleren Temperatur} \quad (57^\circ\text{C} = (64^\circ\text{C} + 50^\circ\text{C})/2)$$

$$\dot{Q}_{kond,OS} = \left( \frac{20 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right) \cdot \left[ 2,016 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \cdot 69\text{K} + 338 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 2,305 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \cdot 14\text{K} \right] \approx 2,83 \text{ kJ/s}$$

$$\dot{Q}_{kond,OS} = \underline{\underline{2,83 \text{ kW}}}$$

Vom Wasserdampf abzuführender Wärmestrom nach Gl. (5.2.30):

$$Cp_{H_2O,D} = 2,039 \text{ kJ/kg K} \quad \text{bei der mittleren Temperatur} \quad (98,5^\circ\text{C} = (133^\circ\text{C} + 64^\circ\text{C})/2)$$

$$Cp_{H_2O,F} = 4,183 \text{ kJ/kg K} \quad \text{bei der mittleren Temperatur} \quad (57^\circ\text{C} = (64^\circ\text{C} + 50^\circ\text{C})/2)$$

$$\dot{Q}_{kond,H_2O} = \left( \frac{130 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right) \cdot \left[ 2,039 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \cdot 69\text{K} + 2348 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} + 4,183 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \cdot 14\text{K} \right] \approx 92 \text{ kJ/s}$$

$$\dot{Q}_{kond,H_2O} = \underline{\underline{92 \text{ kW}}}$$

Von Luft abzuführender Wärmestrom nach Gl. (5.2.31):

$$Cp_L = 1,011 \text{ kJ/kg K} \quad \text{bei der mittleren Temperatur} \quad (91,5^\circ\text{C} = (133^\circ\text{C} + 50^\circ\text{C})/2)$$

$$T_1 - T_2 = 133^\circ\text{C} - 50^\circ\text{C} = 83^\circ\text{C} \quad \text{oder } 83\text{K}$$

$$\dot{Q}_{Ab,L} = \left( \frac{380 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right) \cdot 1,011 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \cdot 83\text{K} \approx 9,0 \text{ kJ/s} \Rightarrow \dot{Q}_{Ab,L} = \underline{\underline{9,0 \text{ kW}}}$$

Abzuführender Gesamtwärmestrom bei der Kondensation nach Gl. (5.2.33):

$$\dot{Q}_{kond,ges} = 2,83 \text{ kW} + 92 \text{ kW} + 9,0 \text{ kW} \approx \underline{\underline{104 \text{ kW}}}$$

Dieser Wärmestrom muss vom Kreislaufwasser abgeführt werden. Die erforderliche Kreislaufwassermenge  $\dot{m}_{kr,W}$  [kg/h] ist analog der Gl. (5.2.19) zu berechnen.

$$\dot{m}_{kr,W} = \frac{\dot{Q}_{kond,ges}}{Cp_{kr,W} \cdot \Delta T_{kr,W}} \quad (5.2.34)$$

Es bedeuten:

$$Cp_{kr,W} \quad \text{spezifische Wärmekapazität des Kreislaufwassers}$$

$$(\approx 4,180 \text{ kJ/kg K bei } 50^\circ\text{C, 1 bar aus [22]})$$

$$\Delta T_{kr,W} \quad \text{Erwärmung des Kreislaufwassers im Kondensator (=25 K geschätzt!).}$$

Erforderliche Kreislaufwassermenge nach Gl. (5.2.34):

$$\dot{m}_{kr,W} = \frac{104 \text{ kJ/s}}{4,180 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \cdot 25 \text{ K}} = 0,995 \text{ kg/s} \Rightarrow \dot{m}_{kr,W} \approx \underline{\underline{3582 \text{ kg/h}}}$$

Bei einer Dichte von  $988 \text{ kg/m}^3$  ( $50 \text{ }^\circ\text{C}$ ) entspricht dieses Ergebnis einem Volumenstrom von ca.  $3,6 \text{ m}^3/\text{h}$ . Die Temperatur des Kreislaufwassers beim Eintritt in den Kondensator beträgt  $25 \text{ }^\circ\text{C}$ . Bei einer zulässigen Erwärmung um  $25 \text{ }^\circ\text{C}$  bzw.  $25 \text{ K}$  des Kreislaufwassers stimmt die Austrittstemperatur ( $50 \text{ }^\circ\text{C}$ ) mit der im Abschn. 5.2.5, S. 58, geschätzten Kondensator-Austrittstemperatur. Das Kreislaufwasser muss deshalb vor der Rückführung in den Kondensator abgekühlt werden. Dies erfolgt im Kühler (K1). Wie in den Abschnitten 5.2.5.1/2, S. 60/62, wird Kühlwasser mit einer zulässigen Erwärmung von  $30 \text{ }^\circ\text{C}$  bzw.  $30 \text{ K}$  verwendet. Dem Kreislaufwasser wird Wärme entzogen und um  $25 \text{ }^\circ\text{C}$  bzw.  $25 \text{ K}$  abgekühlt. Die Berechnung erfolgt mit Hilfe der Gleichungen (5.2.19/34).

Erforderlicher Kühlmittelbedarf bei der Abkühlung des Kreislaufwassers:

$$\dot{m}_{KM} = 3582 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{4,180 \text{ kJ/kg K} \cdot 25 \text{ K}}{4,200 \text{ kJ/kg K} \cdot 30 \text{ K}} \approx \underline{\underline{2971 \text{ kg/h}}}$$

Die Kühlwassermenge wird auf  $3000 \text{ kg/h}$  aufgerundet. Dieses Ergebnis entspricht bei einer Kühlwasserdichte von  $1000 \text{ kg/m}^3$  ca.  $\underline{\underline{3 \text{ m}^3/\text{h}}}$ . Der Berechnungsgang der Wärmetauscherfläche des Kühlers (K1) erfolgt wie im Abschn. 5.2.6, S. 67–69. Eine Gegenstromfahrweise wird gewählt. Das Kühlmedium erwärmt sich von  $10$  auf  $40 \text{ }^\circ\text{C}$ , während sich das Kreislaufwasser von  $50$  auf  $25 \text{ }^\circ\text{C}$  abkühlt.

Logarithmische Temperaturdifferenz nach Gl. (5.2.24):

$$\Delta T_{gr} = 25 \text{ }^\circ\text{C} - 10 \text{ }^\circ\text{C} = 15 \text{ }^\circ\text{C} \quad \text{bzw.} \quad 15 \text{ K}$$

$$\Delta T_{kl} = 50 \text{ }^\circ\text{C} - 40 \text{ }^\circ\text{C} = 10 \text{ }^\circ\text{C} \quad \text{bzw.} \quad 10 \text{ K}$$

$$\Delta T_m = \frac{15 \text{ K} - 10 \text{ K}}{\ln \frac{15 \text{ K}}{10 \text{ K}}} = \underline{\underline{12,33 \text{ K}}}$$

Überschlägiger Wärmedurchgangskoeffizient aus VDI-Wärmeatlas [22, S. Cc1]:

Flüssig/Flüssig-Wärmeaustausch bei mittlerem Wärmedurchgangskoeffizienten  
 $k = \underline{\underline{500 \text{ W}/(\text{m}^2 \text{ K})}}$

Wärmetauscherfläche des Kühlers (K1) nach Gl. (5.2.23):

Bei Vernachlässigung von Wärmeverlusten ist die umgesetzte Wärme so groß wie die Kondensationswärme  $\dot{Q}_{kond,ges} = 104 \text{ kW}$ .

$$A = \frac{104 \text{ kJ/s}}{0,5 \frac{\text{kW}}{\text{m}^2 \text{ K}} \cdot 12,33 \text{ K}} = 16,87 \text{ m}^2 \quad \Rightarrow \quad A \approx \underline{\underline{17 \text{ m}^2}}$$

**5.2.9 Kühlung des organischen Schadstoffes und des Abwassers**

Da der Luftdruck im Ölfangbehälter bei  $1,1 \text{ bar}$  aufrecht zu erhalten ist (wegen der 2. Verdichtungsstufe), erweist sich die Abkühlung des aufkonzentrierten warmen Schadstoffkondensats (Öl) als erforderlich, da sonst eine Erwärmung der Luft bei

konstantem Volumen stattfinden kann und zum Luftdruckanstieg führen könnte. Bei dem Abwasser hängt eine Abkühlung davon ab, ob der Abwasserbehandlungsprozess dies erfordert. Der abzuführende Wärmestrom bei einer Abkühlung sowohl des Schadstoffkondensats als auch des Abwassers lässt sich durch Gl. (5.2.21) berechnen. In dieser Gleichung sind für das Schadstofföl und für Abwasser die Indizes OS bzw. H<sub>2</sub>O einzusetzen. Die dazu benötigte Kühlmittelmenge wird nach der Gleichung

$$\dot{m}_{KM} = \frac{\dot{Q}_X}{Cp_{KM} \cdot \Delta T_{KM}} \quad (5.2.35)$$

bestimmt. Es wird eine zulässige Kühlmittelerwärmung von 30 °C (30 K) festgelegt.

Berechnungsdaten (aus [22]):

$\Delta T_X = 30 \text{ K}$  gilt für Öl und Abwasser, da die Abkühlung von 50 °C auf 20 °C erfolgt.

$\Delta T_{KM} = 30 \text{ °C}$  oder 30 K Kühlmittelerwärmung

$Cp_{OS} = 2,227 \text{ kJ/kg K}$  bei der mittleren Temperatur 35 °C

$Cp_{H_2O} = 4,177 \text{ kJ/kg K}$  bei der mittleren Temperatur 35 °C

$Cp_{KM} = 4,179 \text{ kJ/kg K}$  bei der mittleren Temperatur 25 °C

$\dot{m}_{OS} = 20 \text{ kg/h}$  siehe Tabelle 5.2.10, S. 65

$\dot{m}_{H_2O} = 130 \text{ kg/h}$  siehe Tabelle 5.2.10, Gesamtwassermenge im Dampfstripp-Prozess

- Schadstoffabkühlung (Öl=n-Undecan)

Abzuführender Wärmestrom nach Gl. (5.2.21):

$$\dot{Q}_{Ab,OS} = \left( \frac{20 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right) \cdot 2,227 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \cdot 30 \text{ K} = \underline{\underline{0,37 \text{ kJ/s}}} \Rightarrow \dot{Q}_{Ab,OS} = \underline{\underline{0,37 \text{ kW}}}$$

Kühlmittelbedarf (Wasser) nach Gl. (5.2.35):

$$\dot{m}_{KM} = \frac{0,37 \text{ kJ/s}}{4,179 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \cdot 30 \text{ K}} = 0,00295 \text{ kg/s} \Rightarrow \dot{m}_{KM} \approx \underline{\underline{11 \text{ kg/h}}}$$

Bei einer Wasserdichte von 1 kg/L entspricht dies ca. 11 L/h

- Abwasserabkühlung

Abzuführender Wärmestrom nach Gl. (5.2.21):

$$\dot{Q}_{Ab,H_2O} = \left( \frac{130 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right) \cdot 4,177 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \cdot 30 \text{ K} = \underline{\underline{4,50 \text{ kJ/s}}} \Rightarrow \dot{Q}_{Ab,H_2O} = \underline{\underline{4,50 \text{ kW}}}$$

Kühlmittelbedarf (Wasser) nach Gl. (5.2.35):

$$\dot{m}_{KM} = \frac{4,50 \text{ kJ/s}}{4,179 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \cdot 30 \text{ K}} = 0,0359 \text{ kg/s} \Rightarrow \dot{m}_{KM} \approx \underline{\underline{129 \text{ kg/h}}}$$

Bei einer Wasserdichte von 1 kg/L entspricht dies ca. 129 L/h

### 5.2.10 Vorwärmung der Suspension

Das Aufgabegut muss vor der Behandlung im Rohrreaktor zu einer zerstäubungsfähigen Suspension aufbereitet werden. Dies erfolgt durch Zugabe von Wasser und Rühren. Im Rahmen der Erweiterung der GRR-Anlage soll eine Vorwärmung der Suspension auf  $120\text{ °C}$  vorgenommen werden, da dadurch eine Verbesserung der Fließfähigkeit erzielt wird (siehe Abschn. 5.2.1, S. 40). Für die Berechnung wird die Vorwärmung des Bohrschlammes von der Vorwärmung des zugesetzten Wassers isoliert betrachtet. Die Summe der berechneten Wärmen ergibt den Gesamtwärmebedarf bei diesem Prozessgang.

$$\dot{Q}_{VW} = \dot{Q}_{VW,H_2O} + \dot{Q}_{VW,BS} \quad (5.2.36)$$

Es sind:

$\dot{Q}_{VW}$	Gesamtwärmebedarf der Suspensionsvorwärmung	[kW]
$\dot{Q}_{VW,H_2O}$	Wärmebedarf zur Vorwärmung des zugesetzten Wassers	[kW]
$\dot{Q}_{VW,BS}$	Wärmebedarf zur Vorwärmung des Bohrschlammes	[kW].

Der Wärmebedarf zur Vorwärmung des Wassers bzw. des Bohrschlammes ist mit Hilfe der allgemein formulierten Gleichung

$$\dot{Q}_{VW,X} = \dot{m}_X \cdot (Cp_{X,2}T_{X,2} - Cp_{X,1}T_{X,1}) \quad (5.2.37)$$

zu berechnen. Hierin steht der Index X jeweils für Bohrschlamm und Wasser.  $Cp$  [kJ/kg °C] und  $T$  [°C] sind spezifische Wärmekapazität und Temperatur vor (Index 1) und nach (Index 2) der Vorwärmung.  $\dot{m}_X$  [kg/h] steht für den zutreffenden Stoffdurchsatz. Zusammen mit dem Bohrschlamm wird das Wasser auf  $120\text{ °C}$  vorgewärmt und darf dabei nicht verdampfen. Deshalb wird ein Prozessdruck von  $2,5\text{ bar}$  gewählt. Bei diesem Druck liegt die Vorwärmtemperatur  $120\text{ °C}$  unterhalb des Dampfdrucks von Wasser ( $127\text{ °C}$ ). Dadurch ist die Gefahr einer ungewollten Verdampfung ausgeschlossen.

#### Berechnung:

##### Wasservorwärmung nach Gl. (5.2.37):

$$\dot{m}_{H_2O} = 20\text{ kg/h (Wassermenge nach Tabelle 5.2.1, S. 41)}$$

$$T_{H_2O,1} = 50\text{ °C} \quad Cp_{H_2O,1} = 4,201\text{ kJ/kg °C} \quad (\text{bei } 2,5\text{ bar})$$

$$T_{H_2O,2} = 120\text{ °C} \quad Cp_{H_2O,2} = 4,249\text{ kJ/kg °C} \quad (\text{bei } 2,5\text{ bar})$$

$$\dot{Q}_{VW,H_2O} = \left( \frac{20\text{ kg/h}}{3600\text{ s/h}} \right) \cdot \left( 4,249 \frac{\text{kJ}}{\text{kg °C}} \cdot 120\text{ °C} - 4,181 \frac{\text{kJ}}{\text{kg °C}} \cdot 50\text{ °C} \right) = \underline{\underline{1,67\text{ kJ/s}}}$$

$$\dot{Q}_{VW,H_2O} = \underline{\underline{1,67\text{ kW}}}$$

##### Bohrschlammvorwärmung nach Gl. (5.2.37):

$$\dot{m}_{BS} = 100\text{ kg/h (geforderter Durchsatz des Aufgabeguts, siehe Kapitel 4.3, S. 34)}$$

$$T_{BS,1} = 10\text{ °C (Vorgabe, siehe Kapitel 5.1, S. 37)}$$

$$Cp_{BS,1} = 1,390\text{ kJ/kg °C extrapoliert! aus Tabelle 5.2.3, bei 10 Gew.-% Wasser, S. 43}$$

$$T_{BS,2} = 120\text{ °C gewählte Suspensionsvorwärmungstemperatur! Abschn. 5.2.2, S. 49}$$

$$Cp_{BS,2} = 1,481\text{ kJ/kg °C aus Tabelle 5.2.3 bei 10 Gew.-% Wasser, S. 43}$$

$$\dot{Q}_{vW,H_2O} = \left( \frac{100 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right) \cdot \left( 1,481 \frac{\text{kJ}}{\text{kg } ^\circ\text{C}} \cdot 120^\circ\text{C} - 1,397 \frac{\text{kJ}}{\text{kg } ^\circ\text{C}} \cdot 10^\circ\text{C} \right) = \underline{\underline{4,55 \text{ kJ/s}}}$$

$$\dot{Q}_{vW,H_2O} = \underline{\underline{4,55 \text{ kW}}}$$

Gesamtwärmebedarf der Suspensionsvorwärmung nach Gl. (5.2.36):

$$\dot{Q}_{vW} = 1,67 \text{ kW} + 4,55 \text{ kW} = \underline{\underline{6,22 \text{ kW}}}$$

Mit einem Wärmeverlustzuschlag von ca. 10% ergibt sich ein Wärmebedarf von ungefähr

$$\dot{Q}_{vW} \approx \underline{\underline{6,80 \text{ kW}}}$$

### 5.2.11 Ergebnis der Anlagenbilanzierung

Aus den Bilanz-Berechnungen konnte ein deutlicher Einfluss des Wassergehalts der Suspension auf den Energiebedarf im Dampfstripp-Verfahren festgestellt werden. Das Diagramm 5.2.1 auf Seite 41 gibt diese Tatsache wieder. Weiter wurde festgestellt, dass durch Vorwärmung der Suspension auf eine Temperatur oberhalb der Verdampfungstemperatur im Rohrreaktor positive Effekte der Spontanverdampfung genutzt werden können (siehe Abschn. 5.2.2, S. 45). Über den Wärmeenergiebedarf hinaus sind im Dampfstripp-Prozess die erforderlichen Heißdampf- und/oder Heißluftmengen auch vom Suspensionswassergehalt abhängig. Für eine Suspension mit 25 Gew.-% Wasseranteil beträgt die erforderliche Heißdampfmenge bei alleiniger Heißdampfverwendung ca. 290 kg/h (siehe Diagramm 5.2.4, S. 54). Wenn nur Luft gefahren wird, beträgt der erforderliche Heißluftstrom 590 kg/h. Für den festgelegten Arbeitspunkt liegt die Wärmeenergiemenge zur Erzeugung und Überhitzung von Heißdampf bei 90 kW und zur Aufwärmung von Luft bei 21 kW (siehe Abschn. 5.2.7, S. 69). Extrapoliert man diese Mengen bei den oben genannten Betriebsgrenzfällen (ausschließliche Verwendung von Heißdampf oder Luft), dann ergibt sich folgendes:

$$\frac{90 \text{ kW}}{100 \text{ kg/h}} \cdot 290 \text{ kg/h} = \underline{\underline{261 \text{ kW}}} \quad \text{zur Erzeugung und Überhitzung von Heißdampf}$$

$$\frac{21 \text{ kW}}{380 \text{ kg/h}} \cdot 590 \text{ kg/h} \approx \underline{\underline{33 \text{ kW}}} \quad \text{zur Aufheizung von Luft.}$$

Diesem Ergebnis entsprechend fallen bei alleiniger Dampfverwendung höhere Energiekosten an als bei Luftverwendung. Energetisch bzw. kostenmäßig betrachtet ist letztere Betriebsfahrweise am günstigsten. Allerdings wird dabei befürchtet, dass Wasserdampfdestillation nicht im vollen Umfang stattfindet, was die Reinigungsleistung der GRR-Anlage beeinträchtigen könnte (siehe Abschn. 5.2.3, S. 54). Da hierzu keine experimentellen Ergebnisse vorliegen, kann keine sichere Aussage getroffen werden. Bei dem vorgeschlagenen gekoppelten Einsatz von Heißdampf und Heißluft beträgt die benötigte Aufheizungsenergie:

$$90 \text{ kW} + 21 \text{ kW} = \underline{\underline{111 \text{ kW}}}$$

Dadurch werden die Heißdampfkosten um mehr als die Hälfte reduziert, was eine Wirtschaftlichkeitsoptimierung der GRR-Anlage im Betrieb gewährleistet. Dafür müssen

aber Investitionskosten für eine Kompressoranlage sowie einen Luftüberhitzer in Kauf genommen werden.

Des Weiteren ergaben sich aus den Bilanz-Berechnungen Stoffströme, Temperatur- und Druckbedingungen im Betrieb der GRR-Anlage. Für die nummerierten Stellen des GRR-Fließbildes (Abbildung A-1, S. 113) sind die Ergebnisse in der folgenden Tabelle zusammengefasst.

Id. Nr.		1.0.	1.1.	1.2.	1.0.1.	1.0.2.	1.0.0.1.	1.0.0.2.	2.0.	2.1.	2.2.
Produkt		Bohrschlamm	Suspension	Sprühprodukt	gereinigter Boden	Schadstoffgas	kondensations-Produkt	Abluft	Kesselspeisewasser		Heißdampf
<i>Stoffe</i>											
Feststoff	kg/h	70	70	70	70						
Schadstoff (Öl)	kg/h	20	20	20		20	20				
Wasser	kg/h	10	30	130		130	130+3600		100	100	100
Luft	kg/h			380		380	380	0,5			
<i>Prozessbedingung</i>											
Druck	bar		2,5	0,8		0,8	0,47			4	3
Temperatur	°C	10	120	300	300	300	50	50	10	120	450
Id. Nr.		3.0.	3.1.	3.2.	4.0.	4.1.	5.0.	5.0.1.	5.0.2.	6.0.	6.1.
Produkt		Prozessgas			Öl (Schadstoff)		Abwasser	Rücklauf-Wasser	Abwasser	Kreislaufwasser	
<i>Stoffe</i>											
Feststoff	kg/h										
Schadstoff (Öl)	kg/h				20	20					
Wasser	kg/h						130	20	110	3600	3600
Luft	kg/h	380	380	380							
<i>Prozessbedingung</i>											
Druck	bar	0,47	4	3							
Temperatur	°C	50	90	450	50	20	50	50	50	50	25

**Tabelle 5.2.12:** Stoffströme, Druck- und Temperaturwerte an ausgewählten Prozess-Stellen in der GRR-Anlage (Id. Nr.: Identifikationsnummer).

Weitere Ergebnisse der Anlagenbilanzierung sind der Abbildung A-1 des Anhangs auf Seite 113 zu entnehmen.

### 5.3 Auslegung der Anlagenkomponenten

Dieser Abschnitt befasst sich mit der Diskussion und Auslegung einiger wesentlichen Bauteile der erweiterten GRR-Anlage. Vorgeschlagene Lösungen zu den gestellten Aufgaben entsprechen dem jetzigen Stand der Technik.

#### 5.3.1 Aufbereitung des Aufgabegutes

Die Aufbereitung des Aufgabegutes zu Schlammsuspensionen geschieht durch Zugabe von Wasser und Homogenisieren. Dabei darf das erzeugte Flüssigkeits-Feststoff-Gemisch möglichst keine Temperatur- und Konzentrationsunterschiede aufweisen. Zur Lösung dieser Aufgabe wird das Rühren als Mischverfahren herangezogen. Eine Rührwerksanlage ist die Kombination von Rührgefäß, Rührorgan und Rührerantrieb. Neben der Homogenisierung kann die Rührwerksanlage die Aufgabe des Aufheizens und Abkühlens übernehmen [22]. Allerdings wird aus technischen Überlegungen eine separate Vorwärmung bevorzugt. Abbildung 5.3.1 gibt einen Überblick des Grundaufbaus eines Rührwerks.

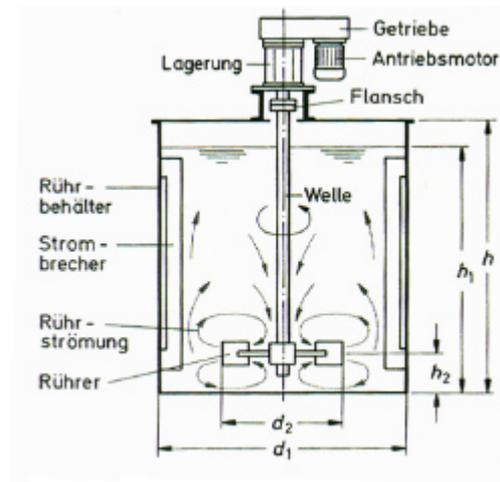


Abbildung 5.3.1: Grundaufbau eines Rührwerks (nach [28]).

Es bedeuten:

$h$	Rührbehälterhöhe	[m]
$h_1$	Füllhöhe	[m]
$h_2$	Bodenabstand	[m]
$d_1$	Behälterdurchmesser	[m]
$d_2$	Rührorgandurchmesser	[m].

In der Technik existiert eine große Vielzahl von Rührerformen. Nach Bockhard [25] unterscheidet man:

- Schraubenrührer, Schrägblattrührer, Schaufelrührer als schnell laufende Rührer mit einer maximalen Umfangsgeschwindigkeit  $w_{u,max} = 12$  m/s;
- Blattrührer mit zwei oder vier Blättern, Kreuzbalkenrührer mittlerer Schnelligkeit mit  $w_{u,max} = 6$  m/s;

- Bandrührer, Ankerrührer und Schneckenrührer als langsam laufende Rührer mit  $w_{u,max} \approx 1 \text{ m/s}$ .

In Abbildung A-4 des Anhangs (S. 115) wird eine Zusammenstellung von Rührerformen nach Hemming [28] dargestellt. Durch Rotieren der Rührorgane entstehen Strömungskräfte, die Rührströmungen im Rührgut erzeugen. Es werden tangentielle, axiale und radiale Hauptströmungsformen unterschieden [25] (siehe Abbildung A-5, S. 115).

Neben der schon definierten Rühreraufgabe (Homogenisieren) sind im wesentlichen folgende Punkte noch zu klären:

- Auswahl des Rührorgans,
- Festlegung der Betriebsbedingungen,
- Ermittlung der Rührleistung,
- Werkstoffauswahl.

### ➤ Auswahl des Rührorgans

Laut Hemming [28] gilt: je niedriger die Viskosität einer Flüssigkeit ist, desto leichter mischbar sind seine Komponenten. Im Gegensatz dazu erfordert zähflüssiges Mischgut zur Durchmischung Rührorgane, die eine kräftige Scherströmung erzeugen können, z.B. Ankerrührer, Blattrührer, Mehrstufen-Impuls-Gegenstrom-Rührer (MIG-Rührer) und Wendelrührer. Bei dem Aufgabegut hier (Schlamm suspension) wurde ein strukturviskoses Fließverhalten festgestellt [31]. Ein Schätzwert der Viskosität wird zunächst mit Gl. (5.1.8) berechnet. Die Auswahl eines Rührertyps erfolgt anhand der Richtwerte der Tabelle A-1, S. 116.

#### Suspensionsdichte nach Gl. (5.1.2):

Dichte des Feststoffes (Quarz):  $\rho_{QZ} = 2300 \text{ kg/m}^3$  aus [33, S. D47]

Feststoffanteil der Suspension:  $C_{m,Fest} = 58 \text{ Gew.-%}$  aus Tabelle 5.2.1, S. 41

Fluiddichte der Suspension (Wasser):  $\rho_{H2O} \approx 1000 \text{ kg/m}^3$  aus [22, S. Db7]

$$\rho_{sus} = \frac{2300 \text{ kg/m}^3 \cdot 1000 \text{ kg/m}^3}{0,58 \cdot 1000 \text{ kg/m}^3 + (1 - 0,58) \cdot 2300 \text{ kg/m}^3} = 1488 \text{ kg/m}^3$$

Dieser Wert wird auf 1500 kg/m<sup>3</sup> aufgerundet.

#### Feststoffvolumenanteil der Suspension nach Gl. (5.1.1):

$$C_{V,Fest} = \frac{1500 \text{ kg/m}^3 - 1000 \text{ kg/m}^3}{2300 \text{ kg/m}^3 - 1000 \text{ kg/m}^3} = 0,38 \frac{\text{m}^3 \text{ Feststoff}}{\text{m}^3 \text{ Suspension}}$$

#### Suspensionsviskosität nach Gl. (5.1.8):

Als Suspensionsfluid wird die Komponente mit dem höchsten Viskositätswert gewählt. Es wird für das Öl (n-Undecan)  $\eta_{OS} \gg 37,1 \cdot 10^{-5} \text{ Pa s}$  bei  $120 \text{ }^\circ\text{C}$  aus [22] entnommen. Damit ergibt sich die Viskosität der Suspension.

$$\eta_{sus} = 37,1 \cdot 10^{-5} \text{ Pa s} \cdot \left( 1 + \frac{2,5 \cdot 0,38}{2 \cdot (1 + 0,38/0,74)} \right)^2 = \underline{\underline{64 \cdot 10^{-5} \text{ Pa s}}}$$

Da diese Gleichung eigentlich für Suspensionen geringerer Feststoffanteile gilt (siehe Kapitel 5.1), muss bei dem hiesigen hohen Feststoffanteil der Suspension (58 Gew.-%) mit einem höheren Viskositätswert gerechnet werden. Deshalb wird dieser Wert mit ca. 20 % beaufschlagt.

$$\eta_{sus} \approx \underline{\underline{77 \cdot 10^{-5} \text{ Pa s}}}$$

Dieses Ergebnis gibt allerdings keine Angaben über das Schergefälle an, was bei strukturviskosen Fluiden erforderlich ist, da es sich um eine scheinbare Viskosität handelt. Die von Fulfs [32, S. 20–22] beschriebene Probe B413 mit ca. 36 Gew.-% Feststoffgehalt deckt sich in guter Näherung in ihrer Beschaffenheit mit dem vorhandenen Suspensionsmaterial. Von dieser Probe liegen Viskositätsmessungen vor, die bei der Berechnung herangezogen werden können. Der hohe Feststoffgehalt der Suspension (58 Gew.-%) ist dann mit einem Zuschlag zu berücksichtigen.

Entsprechend den vorliegenden Messdaten kann zunächst ein relativ hoher Viskositätswert erwartet werden. Demzufolge wird ein Wendelrührer gewählt. Dieser Rührertyp wurde bereits in der GRR-Anlage zufriedenstellend eingesetzt.

### ➤ Festlegung der Betriebsbedingungen

Die Betriebsbedingungen werden aus den Vorgaben oder Berechnungen des Kapitels 5.2 festgelegt.

Betriebsdruck.....: 2,5 bar (siehe Abschn. 5.2.10, S. 77),  
 Betriebstemperatur....: 120 °C (siehe Abschn. 5.2.2, S. 49),  
 Betriebsweise.....: Druckrühren,  
 Rühraufgabe.....: Homogenisieren,  
 Rührgut.....: Schlammsuspension mit einem Feststoffanteil > 50 Gew.-%.

### ➤ Ermittlung der Rührerleistung

Nach Hemming [28] wird die Rührleistung eines Rührers durch die Beziehung

$$P = Ne \cdot \rho \cdot d^5 \cdot n^3 \quad (5.3.1)$$

bestimmt. Dabei sind:

$P$	Rührleistung	[kW]
$Ne$	Leistungskennzahl (Newton-Kennzahl)	[-]
$\rho$	Dichte des Rührguts (Schlammsuspension)	[kg/m <sup>3</sup> ]
$d$	Durchmesser des vom Rührorgan beschriebenen Kreises	[m]
$n$	Drehzahl des Rührorgans	[1/s].

Die Leistungskennzahl  $Ne$  ist von einer für das Rühren modifizierten Reynoldszahl  $Re_M$  [-] abhängig.

$$Re_M = \frac{n \cdot d^2 \cdot \rho_{sus}}{\eta_{sus}} \quad (5.3.2)$$

Durch die Funktion  $Ne = f(Re_M)$  einzelner Rührerformen lässt sich die Leistungskennzahl bestimmen (siehe Abbildung A-6, S. 116). Auch aus der Höhe der Reynoldszahl ergeben sich folgende Formen der Rührströmung [28]:

- Laminarströmung, wenn  $Re_M < 30$ ;
- Übergangsströmung, wenn  $Re_M = 30 \dots 100000$ ;
- Turbulente Strömung, wenn  $Re_M > 100000$ .

Die zur Überwindung der Trägheits- und Reibungskräfte benötigte Anlaufleistung  $P_{antr.}$  [kW] ist größer als die Betriebsleistung  $P$  und ergibt sich aus der Beziehung ([28]):

$$P_{antr.} = P \cdot 0,134 \cdot Re_M^{0,22} \quad (5.3.3)$$

Neben der Rührleistung ist die Rührzeit von Bedeutung. Diese gibt an, wann die Gleichverteilung beim Rühren erreicht ist. Die Berechnung erfolgt über eine dimensionslose Kennzahl, die Durchmischungszahl  $C$  ([28])

$$C = n \cdot t \quad (5.3.4)$$

Darin sind:

$C$  Durchmischungszahl [-],  
 $t$  Mischzeit [s].

#### Berechnungsdaten:

Wendelrührer (siehe Tabelle A-1, S. 116)

$w_u = 0,9$  m/s Umfangsgeschwindigkeit des Rührorgans

Behälter- $\emptyset$   $d_1 = 300$  mm (geschätzt)  $\frac{d_2}{d_1} = 0,9 \Rightarrow d_2 = 270$  mm Rührer- $\emptyset$

Rührerdrehzahl:

$$n = \frac{w_u}{\pi \cdot d_2} \quad (5.3.5)$$

$$n = \frac{0,9 \text{ m/s}}{\pi \cdot 0,27 \text{ m}} = 1,06 \frac{1}{s} \approx 64 \frac{1}{\text{min}}$$

Diese Drehzahl entspricht der im Rührbehälter vorhandene Scherung. Bei diesem Wert werden für die Probe B413 Schubspannung und Viskosität aus dem Diagramm der Abbildungen A-2/3, S. 114 abgelesen.

Schubspannung:  $\tau = 150$  Pa bei 20 °C,  
 Viskosität:  $\eta_{sus} = 60$  Pa s bei 20 °C.

Nach Fulfs [31] ist die Temperaturabhängigkeit im Bereich von 5 bis 70 °C vernachlässigbar. Trotzdem kann man erwarten, dass die Suspensionsviskosität bei 120 °C kleiner wird. Es wird mit einem geschätzten Wert von 10 Pa s gerechnet. Für die hiesige überschlägige Auslegung wird diese Lösung der viel aufwendigeren Berechnung nach dem Ostwald-de-Waele-Ansatz, der strukturviskose Fluide beschreibt, vorgezogen.

- Reynoldszahl nach Gl. (5.3.2):

$$Re_M = \frac{1,06 \frac{l}{s} \cdot 0,27^2 m^2 \cdot 1500 \frac{kg}{m^3}}{10 \frac{kg}{s \cdot m}} = \underline{\underline{13}} \Rightarrow \text{Laminarströmung!}$$

- Leistungskennzahl aus Abbildung A-6 des Anhangs (S. 116):

$$Ne = \underline{\underline{60}}$$

- Rührleistung nach Gl. (5.3.1):

$$P = 60 \cdot 1500 \frac{kg}{m^3} \cdot 0,27^5 m^5 \cdot 1,06^3 \frac{l}{s^3} = 154 W \approx \underline{\underline{0,20 kW}}$$

$$\left[ \frac{kg}{m^3} \cdot m^5 \cdot \frac{l}{s^3} = kg \cdot \frac{m}{s^2} \cdot \frac{m}{s} = N \cdot \frac{m}{s} = \frac{J}{s} = W \right]$$

- Anlaufleistung nach Gl. (5.3.3):

$$P_{antr.} = 0,20 kW \cdot 0,134 \cdot 13^{0,22} \approx \underline{\underline{0,05 kW}}$$

Dieses Ergebnis widerspricht der Logik, dass die Anlaufleistung größer als die Rührleistung sein muss. Die Gl. (5.3.3) ist eventuell in einem geeigneten Geltungsbereich anzuwenden, was allerdings von Hemming [28] nicht diskutiert wird. Für den sicheren Betrieb des Rührwerks wird mit einer Rührantriebsleistung von rund 1 kW gerechnet.

$$P_{antr.} = \underline{\underline{1,0 kW}}$$

- Durchmischungszeit nach Gl. (5.3.4):

Die Durchmischungskennzahl wird der Tabelle A-2 des Anhangs (S. 117) für einen Wendelrührer bei einer Reynoldszahl von 20 entnommen:  $C = 60$

$$t = \frac{60}{1,77 l/s} \approx \underline{\underline{34 s}}$$

Diese Durchmischungszeit ist als Anhaltswert zu nehmen und nicht als tatsächliche Homogenisierungszeit. Aus diesem Wert kann der Behälterinhalt über die von Ekato [37] gegebene Gleichung

$$t = z \cdot \frac{V}{\dot{V}} \tag{5.3.6}$$

abgeschätzt werden. Es sind dabei:

$z$	Zahl der Umwälzung des Behälterinhalts (Erfahrungswert $z = 4$ )	
$V$	Behälterinhalt	$[\text{m}^3]$
$\dot{V}$	geforderter Suspensionvolumenstrom	$[\text{m}^3/\text{s}]$ .

Der Suspensionsvolumenstrom ergibt sich aus dem Verhältnis des Massenstroms zur Dichte. Durch Umformung der Gl.(5.3.6) und Auflösung nach  $V$  erhält man den Rührbehälterinhalt.

$$V = \frac{34 \text{ s} \cdot \left( \frac{120 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} / 1500 \text{ kg/m}^3 \right)}{4} \approx \underline{\underline{0,57 \text{ m}^3}} \Rightarrow V = \underline{\underline{570 \text{ Liter}}}$$

Man kann sich diesem Ergebnis zunächst als Vergleichswert bedienen bei der Ermittlung des tatsächlichen Behältervolumens.

### ➤ Werkstoffauswahl

Im Rührwerksbau kommt die gesamte Bandbreite der bekannten Werkstoffe im metallischen und nichtmetallischen Bereich zur Anwendung. Die Auswahl möglicher Werkstoffe richtet sich neben den reinen Festigkeitseigenschaften im wesentlichen nach den auftretenden chemischen und mechanischen Belastungen [37]. Im Rahmen dieser Arbeit wird diese Aufgabe der Konstruktion überlassen. Allerdings muss das zu verwendende Baumaterial folgenden Anforderungen genügen:

- Säurebeständig

Im Rührgut (organisch kontaminierte Schlammsuspensionen) können Säuresubstanzen vorkommen. Ein Säureangriff hätte die vorzeitige Zerstörung des Werkstoffes zur Folge.

- Korrosionsbeständig

Damit soll Werkstoffzerstörung durch korrosive Angriffe von Salzwasser (z.B. im Bohrschlamm) oder von Luft ausgeschlossen werden.

- Wärmebeständig

Aufgrund der Vorwärmung der Suspension entsteht eine thermische Belastung von 120 °C, die vom Werkstoff im Dauerbetrieb auszuhalten ist.

- Geringer Verschleiß

Die ständige Bewegung der Suspension mit einem hohen Feststoffgehalt kann zu Materialabriss bzw. Verschleiß führen. Als Abhilfe kann hier eine Kunststoffauskleidung in Betracht gezogen werden.

Bei den Erläuterungen hier werden die Hauptprobleme der Düse analysiert und Bedingungen eines störungsfreien Betriebes ermittelt.

Hauptproblem der Düse ist die Verstopfung. Dies tritt ein, wenn sich Feststoff infolge einer Verdampfung des Suspensionswassers an der Wand des Zufuhrrohres und um die Zentrierstange ansetzt (siehe Abbildung 4.5, S. 35). Diese Verdampfung kann bei zu geringem Förderdruck (Spontanverdampfung) oder bei zu starker Zusatzerwärmung des Suspensionskanals durch eine dampfseitige Wärmebelastung stattfinden.

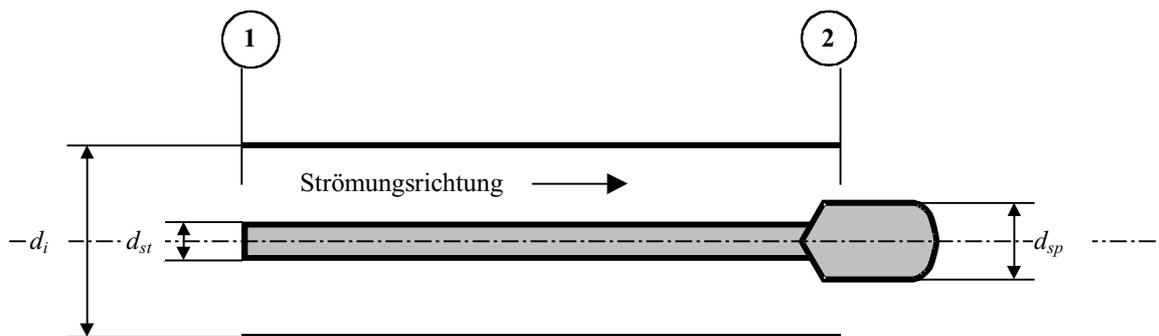
Um dieses Problem in den Griff zu bekommen, wurden konstruktive Maßnahmen an dem Düsenaufbau vorgenommen. Hierdurch wurde folgendes erzielt:

- Reduzierung der Verweilzeit der Suspension in der Düse durch Erhöhung der Strömungsgeschwindigkeit bei Verengung des Suspensionskanals,
- Technische Abschirmung der dampfseitigen Wärmebelastung,
- Staudruckerhöhung am Ende des Suspensionskanals.

Bei dem geforderten Durchsatz des Aufgabegutes von  $100 \text{ kg/h}$  müssen die sich einstellenden Strömungsverhältnisse geklärt werden. Des Weiteren muss bei der hohen Heißdampf- und Heißlufttemperatur ( $450 \text{ °C}$ ) die auf die Suspension wirkende Wärmebelastung geprüft werden.

### ➤ Strömungstechnische Berechnung

Es werden Strömungsgeschwindigkeiten und Druckverluste bestimmt. Berechnet wird mit den Massangaben des Suspensionskanals (siehe unten stehende Abbildung).



**Abbildung 5.3.2:** Abschnittskizze des Suspensionskanals in der Dreistoffdüse mit (1), (2) Kanal-Eintritt bzw. -Austritt.

Geometriedaten aus der technischen Zeichnung (GKSS-Z.Nr. 00.0.01.0437)

$d_i = 24 \text{ mm}$  Innendurchmesser des Kanals  
 $d_{st} = 10 \text{ mm}$  Außendurchmesser der Zentrierstange  
 $d_{sp} = 20 \text{ mm}$  Außendurchmesser der Düsen spitze

Die Strömung der Suspension im Rohrstrang (1) bis (2) lässt sich durch die erweiterte Bernoulli-Gleichung für inkompressible Fluide beschreiben [36].

Die Strömung der Suspension im Rohrstrang (1) bis (2) lässt sich durch die erweiterte Bernoulli-Gleichung für inkompressible Fluide beschreiben [36].

$$g \cdot z_1 + \frac{p_1}{\rho_{sus}} + \frac{w_{sus,1}^2}{2} = g \cdot z_2 + \frac{p_2}{\rho_{sus}} + \frac{w_{sus,2}^2}{2} + \frac{\Delta P_{V12}}{\rho_{sus}} \quad (5.3.7)$$

Es bedeuten:

$g$	Erdbeschleunigung ( $9,81 \text{ m/s}^2$ )	
$z_1, z_2$	Höhenlage der Querschnitte (1) und (2)	[m]
$P_1, P_2$	Druck am Kanal-Eintritt (1) bzw. -Austritt (2)	[N/m <sup>2</sup> ]
$\Delta P_{V12}$	Strömungsdruckverlust zwischen (1) u. (2)	[N/m <sup>2</sup> ]
$w_{sus,1}, w_{sus,2}$	Eintritts- u. Austritts-Strömungsgeschwindigkeit	[m/s]
$\rho_{sus}$	Suspensionsdichte	[kg/m <sup>3</sup> ].

Bei horizontal verlegtem Suspensionskanal fallen die  $g \cdot z$ -Thermen in dieser Gleichung aus. Die Strömungsgeschwindigkeiten ergeben sich aus der Kontinuitätsgleichung.

$$w_{sus} = \frac{\dot{m}_{sus}}{\rho_{sus} \cdot A} \quad (5.3.8)$$

wobei  $A$  [m<sup>2</sup>] der entsprechende Strömungsquerschnitt ist. Der Strömungsdruckverlust  $\Delta P_{V12}$  wird nach dem Ansatz von Darcy bestimmt [25].

$$\Delta P_{V12} = \left( \lambda \cdot \frac{L}{d_h} + \xi \right) \cdot \frac{\rho_{sus} \cdot w_{sus}^2}{2} \quad (5.3.9)$$

Dabei sind:

$\lambda$	Rohrreibungszahl	[-]
$\xi$	Widerstandszahl der Düsenpitze	[-]
$L$	Rohrstranglänge	[m]
$d_h$	hydraulischer Durchmesser des Kanals	[m].

Nach der Definition des hydraulischen Durchmessers [35, S. 128] gilt für den hiesigen Strömungsspalt:

$$d_h = d_i - d_{st} \quad (5.3.10)$$

Zur Beurteilung des Strömungszustandes wird die Reynoldszahl herangezogen [36].

$$Re = \frac{w_{sus} \cdot d_h \cdot \rho_{sus}}{\eta_{sus}} \quad (5.3.11)$$

Dabei gilt:

$Re < 2300$	$\Rightarrow$	laminare Strömung
$Re$ von 2300 bis $4 \cdot 10^3$	$\Rightarrow$	laminar-turbulenter Übergangsbereich
$Re > 4 \cdot 10^3$	$\Rightarrow$	turbulente Strömung.

Die Rohrreibungszahl  $\lambda$  kann in Abhängigkeit von der Reynoldszahl  $Re$  und der relativen Wandrauhigkeit ( $k/d_h$ ) des Rohres aus dem Moody-Diagramm ermittelt werden. Dabei ist  $k$  [mm] die sogenannte Sandkornrauhigkeit, durch die sich die Rauigkeit technischer Oberflächen erfassen lässt. Die Widerstandszahl der Düsen Spitze  $\xi$  wird in Anlehnung an die üblichen Widerstände bei Rohr-Querschnittsverengungen abgeschätzt.

Berechnungsdaten:

$$A_1 = \frac{\pi}{4} \cdot (0,024^2 m^2 - 0,010^2 m^2) = \underline{\underline{3,74 \cdot 10^{-4} m^2}}$$

$$A_2 = \frac{\pi}{4} \cdot (0,024^2 m^2 - 0,020^2 m^2) = \underline{\underline{1,38 \cdot 10^{-4} m^2}}$$

$L = 0,5$  m vorgegeben! (siehe GKSS-Z.Nr. 00.0.01.0437)

$\dot{m}_{sus} = 120$  kg/h

$r_{sus} = 1500$  kg/m<sup>3</sup>

$P_2 = 0,8$  bar

- Suspensionseintrittsgeschwindigkeit:

$$w_{sus,1} = \frac{\left( \frac{120 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right)}{1500 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 3,74 \cdot 10^{-4}} \approx \underline{\underline{0,060 \text{ m/s}}}$$

- Suspensionsaustrittsgeschwindigkeit:

$$w_{sus,2} = \frac{\left( \frac{120 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right)}{1500 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 1,38 \cdot 10^{-4}} \approx \underline{\underline{0,161 \text{ m/s}}}$$

- Hydraulischer Durchmesser:

$$d_h = 0,024 \text{ m} - 0,010 \text{ m} = \underline{\underline{0,014 \text{ m}}}$$

- Geschwindigkeitsgefälle im Rohrspalt:

$$\dot{\gamma} = \frac{w_{sus,1}}{d_h/2} = \frac{0,060 \text{ m/s}}{(0,014 \text{ m}/2)} \approx \frac{9}{\text{s}}$$

bei diesem Wert werden Schubspannung und Viskosität aus den Abbildungen A-2/3, S. 114 abgelesen.

Schubspannung:  $\tau = 180$  Pa bei 20 °C

Viskosität:  $\eta_{sus} = 24$  Pa s bei 20 °C

Für 120 °C wird eine Viskosität von 4 Pa s geschätzt.

- Reynoldszahl:

$$Re = \frac{0,06 \frac{m}{s} \cdot 0,014 m \cdot 1500 \frac{kg}{m^3}}{4 \frac{kg}{s m}} = \underline{\underline{0,315}} \quad \Rightarrow \quad \text{laminare Strömung}$$

Für diese Reynoldszahl ist die Ermittlung der Rohrreibungszahl im Moody-Diagramm der Abbildung A-7 (S. 117) etwas schwierig. Einfacher ist die Berechnung mit Hilfe der Gleichung

$$\lambda = \frac{64}{Re} \quad (5.3.12)$$

für laminare Strömungen.

$$\lambda = \frac{64}{0,315} = 203$$

Zur Berücksichtigung der Querschnittsverengung durch die Düsenspitze wird  $x=3$  gesetzt.

- Druckverlust im Suspensionskanal:

$$\Delta P_{V12} = \left( 203 \cdot \frac{0,5 m}{0,014 m} + 3 \right) \cdot \frac{1500 \frac{kg}{m^3} \cdot 0,06^2 \frac{m^2}{s^2}}{2} = 19583 \frac{kg}{m s^2}$$

$$\Delta P_{V12} \approx \underline{\underline{0,2 bar}}$$

Streng genommen gelten die Gleichungen (5.3.11/12) für Newtonsche Flüssigkeiten. Für strukturviskose Flüssigkeiten, sogenannte Ostwald-Flüssigkeiten, sind nach Brauer [38] bei laminarer Strömung durch Ringkanäle nur numerische Lösungen möglich. Auf eine Darstellung der dort gemachten Angaben wird verzichtet, da der zu erwartende Druckverlust in Anlehnung an Erfahrungswerte mit der GRR-Anlage unterhalb des errechneten Wertes von  $0,2 bar$  liegen muss. Selbst bei diesem höheren Druckverlust sinkt der Leitungsdruck nur auf  $2,3 bar$  (gewählt wurde  $2,5 bar$ , siehe Abschn. 5.2.2, S. 49). Damit kann die Forderung der Nichtverdampfung des Suspensionswassers gehalten werden.

### ➤ Wärmebelastung auf die Suspension

Gemäß dem Aufbau der Düse (siehe Abbildung 4.5, S. 35) ist der Suspensionskanal konzentrisch zum Heißdampf- und Gaskanal angeordnet. Die darauf fallende Wärmebelastung erfolgt konvektiv aber auch durch Strahlung. Es ist zu prüfen, ob die Erwärmung der Suspension eine Verdampfung des Suspensionswassers auslösen kann.

#### ◆ Konvektive Wärmebelastung

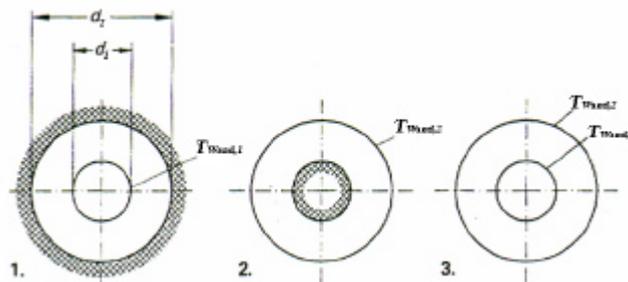
Auf dem Suspensionskanal lastet der Wärmestrom

$$\dot{Q}_{konv} = \alpha \cdot A_M \cdot (T_{kern} - T_{Wand}) \quad (5.3.13)$$

Es bedeutet:

$\dot{Q}_{konv}$	Wärmebelastung des Heißdampfstroms	[W]
$\alpha$	Wärmeübergangskoeffizient	[W/m <sup>2</sup> K]
$A_M$	Mantelfläche des Suspensionskanals	[m <sup>2</sup> ]
$T_{kern}$	Temperatur im Heißdampfkern (450 °C)	
$T_{Wand}$	Temperatur der äußeren Wand des Suspensionskanals (120 °C).	

Die Berechnung des Wärmeübergangskoeffizienten erfolgt nach den im VDI-Wärmeatlas [22] gemachten Angaben über konzentrische Ringspalten. Dabei wird vereinfacht der Gesamtströmungsspalt des Dampfes ohne Teilung und Sinter-Filter betrachtet. Weiter wird angenommen, dass dieser Strömungskanal wärmegedämmt ist. Dies entspricht dem Fall 1 der unten stehende Abbildung.



**Abbildung 5.3.3:** Überblick über die Randbedingungen bei Wärmeübertragung im Ringspalt (nach VDI-Wärmeatlas [22]) mit  $d_1$  Suspensionskanal-Außendurchmesser [m],  $d_2$  Dampfkanal-Innendurchmesser [m].

1. Wärmeübertragung am Innenrohr (Fall 1), Außenrohr wärmegedämmt,
2. Wärmeübertragung am Außenrohr (Fall 2), Innenrohr wärmegedämmt,
3. Wärmeübertragung an beiden Rohren, gleiche Wandtemperatur  $T_{wand,1} = T_{wand,2}$ .

- Mantelfläche des Suspensionskanals:

$$A_M = \pi \cdot d_1 \cdot L \quad (5.3.14)$$

$$d_1 = 0,032 \text{ m}$$

$$d_2 = 0,142 \text{ m}$$

$$L = 0,220 \text{ m} \quad \text{wärmebelastete Länge des Suspensionskanals}$$

$$A_M = \pi \cdot 0,032 \text{ m} \cdot 0,220 \text{ m} = \underline{\underline{2,21 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2}}$$

- Strömungsquerschnitt des Heißdampfes:

$$A = \frac{\pi}{4} \cdot (0,142^2 \text{ m}^2 - 0,032^2 \text{ m}^2) = \underline{\underline{1,50 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2}}$$

- Strömungsgeschwindigkeit des Heißdampfes nach Gl. (5.3.8):

Nach VDI-Wärmeatlas [22] sind die Dampf-Stoffdaten auf die mittlere Temperatur zwischen Kanal-Eintritt und -Austritt zu beziehen. Bei der Strecke  $L$  wird überschlägig mit einer konstanten Heißdampf Temperatur gerechnet.

$$\dot{m}_{\text{heiß,D}} = 100 \text{ kg/h}$$

$$\rho = 0,240 \text{ kg/m}^3 \text{ bei } 450 \text{ °C und } 0,8 \text{ bar (aus [22])}$$

$$w = \frac{\left( \frac{100 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right)}{0,240 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 1,50 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2} \approx \underline{\underline{7,20 \text{ m/s}}}$$

- Reynoldszahl nach Gl.(5.3.11):

$$d_h = 0,142 \text{ m} - 0,032 \text{ m} = 0,11 \text{ m}$$

$$\eta = 26,52 \cdot 10^{-6} \text{ kg/m s bei } 450 \text{ °C und } 0,8 \text{ bar (aus [22])}$$

$$Re = \frac{7,20 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 0,11 \text{ m} \cdot 0,240 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{26,52 \cdot 10^{-6} \frac{\text{kg}}{\text{m s}}} \approx \underline{\underline{7167}} > 2300 \quad \Rightarrow \quad \text{turbulente Strömung}$$

Für den Fall 1, der in Abbildung 5.3.3 (S. 87) stehenden Randbedingungen, gilt nach VDI-Wärmeatlas [22] bei turbulenter Strömung der folgende Nusselt-Ansatz:

$$Nu = 0,86 \cdot \left( \frac{d_2}{d_1} \right)^{0,16} \cdot Nu_{\text{Rohr}} \quad (5.3.15)$$

mit

$$Nu_{\text{Rohr}} = Nu_m \cdot \left( \frac{T_{\text{ker n}}}{T_{\text{Wand}}} \right)^n \quad (5.3.16)$$

In dieser Gleichung sind die Temperatur-Werte in Kelvin einzusetzen. Der Exponent  $n$  ist gleich Null zu setzen, da sich der Heißdampf abkühlt. Der  $Nu_m$ -Wert ergibt sich je nach dem Bereich in dem der Prandtlzahl  $Pr$  liegt.

$$Nu_m = 0,0214 \cdot (Re^{0,8} - 100) \cdot Pr^{0,4} \cdot \left[ 1 + (d_1/L)^{2/3} \right] \quad \text{bei } 0,5 < Pr < 1,5 \quad (5.3.17)$$

$$Nu_m = 0,012 \cdot (Re^{0,87} - 280) \cdot Pr^{0,4} \cdot \left[ 1 + (d_1/L)^{2/3} \right] \quad \text{bei } 1,5 < Pr < 500 \quad (5.3.18)$$

- Prandtlzahl:

$$Pr = 0,9102 \text{ bei } 450 \text{ °C und } 0,8 \text{ bar aus [22]}$$

- $Nu_m$ -Wert:

$$Nu_m = 0,0214 \cdot (7167^{0,8} - 100) \cdot 0,9102^{0,4} \cdot \left[ 1 + \left( \frac{0,032 \text{ m}}{0,220 \text{ m}} \right)^{2/3} \right] = \underline{\underline{29,3}}$$

Der Wärmeübergangskoeffizient  $\alpha$  steht in Beziehung mit der Nusseltzahl durch die Gleichung

$$\alpha = \frac{\lambda}{d_h} \cdot Nu \quad (5.3.19)$$

wobei  $\lambda$  [W/m K] der Wärmeleitkoeffizient des Dampfes ist.

- **a-Wert:**

$$\lambda = 60,75 \cdot 10^{-3} \text{ W/m K}$$

$$\alpha = \frac{60,75 \cdot 10^{-3} \frac{\text{W}}{\text{m K}}}{0,11 \text{ m}} \cdot 0,86 \cdot \left( \frac{0,142 \text{ m}}{0,032 \text{ m}} \right)^{0,16} \cdot 29,3 = \underline{\underline{17,7 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{ K}}}}$$

- **Wärmebelastung des Heißdampfstromes:**

$$450^\circ\text{C} - 120^\circ\text{C} = 330^\circ\text{C} \quad \text{bzw.} \quad 330 \text{ K}$$

$$\dot{Q}_{\text{konv}} = 17,7 \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{ K}} \cdot 2,21 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2 \cdot 330 \text{ K} = \underline{\underline{129 \text{ W}}}$$

Dieses Ergebnis wird mit 20 % veranschlagt, um die tatsächlichen Wärmebelastungen zu berücksichtigen.

$$\dot{Q}_{\text{konv}} = \underline{\underline{155 \text{ W}}}$$

Die Übertragung dieser Wärme auf die Suspension bewirkt eine Erwärmung um:

$$\Delta T = \frac{\dot{Q}_{\text{konv}}}{\dot{m}_{\text{sus}} \cdot c_{p_{\text{sus}}}} = \frac{155 \text{ J/s}}{\left( \frac{120 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right) \cdot 1948 \frac{\text{J}}{\text{kg K}}} = \underline{\underline{2,4 \text{ K}}} \Rightarrow \Delta T = \underline{\underline{2,4^\circ\text{C}}}$$

Bei 2,5 bar Leitungsdruck im Suspensionskanal kann das Suspensionswasser erst bei 127 °C spontanverdampfen. Damit ist die Anforderung der *Nicht*-Verdampfung von Wasser erfüllt, da die Suspensionstemperatur infolge der Heißdampfwärmebelastung nur auf ca. 122,4 °C ansteigt.

- ◆ **Wärmebelastung durch Strahlung**

Die meisten Gase sind für thermische Strahlung durchlässig, sie emittieren und absorbieren keine Strahlung. Zu den Ausnahmen zählen u.a. Kohlendioxid und Wasserdampf. Emissions- und Absorptionszahl dieser Gase hängen nicht nur von der Temperatur, sondern auch von der geometrischen Gestalt des Gaskörpers ab [33, S. D33].

Auf dem Suspensionskanal lastet Wärmestrahlung vom heißen Wasserdampf und auch von der umschließenden Wand des Dampfkanals. Wegen der recht komplizierten Berechnung der Gasstrahlung, wird hier nur der Strahlungsaustausch zwischen einem Innen- und einem Mantelrohr gemäß Abbildung 5.3.3 (S. 87) betrachtet. Mit einem Zuschlag wird die zusätzliche Gasstrahlung dann berücksichtigt. Nach dem VDI-Wärmeatlas [22] ist der übertragene Wärmestrom:

$$\dot{Q}_{Str} = \frac{\sigma}{\frac{1}{\epsilon_1} + \frac{A_{M,1}}{A_{M,2}} \cdot \left( \frac{1}{\epsilon_2} - 1 \right)} \cdot A_{M,1} \cdot (T_{Wand,1}^4 - T_{Wand,2}^4) \quad (5.3.20)$$

Dabei sind:

$\sigma$	Strahlungskoeffizient des schwarzen Strahlers (= $5,67 \cdot 10^{-8} \frac{W}{m^2 K^4}$ aus [22])	
$\epsilon_1, \epsilon_2$	Emissionszahl des Suspensions- bzw Heißdampfkanals	[-]
$A_{M,1}, A_{M,2}$	äußere bzw. innere Mantelfläche des Suspensions- bzw. Heißdampfkanals	[m <sup>2</sup> ]
$T_{wand,1}, T_{wand,2}$	äußere bzw. innere Wandtemperatur des Suspensions- bzw. Heißdampfkanals	[K].

### Berechnungsdaten:

$\epsilon_1 = \epsilon_2 = 0,29$  aus [22], da Suspensions- u. Heißdampfkanal aus Stahl sind

$$A_{M,1} = 2,21 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2$$

$$A_{M,2} = \pi \cdot 0,142 \text{ m} \cdot 0,220 \text{ m} = 9,81 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2$$

$$T_{wand,1} = 120 \text{ °C} = 393 \text{ K} \quad T_{wand,2} = 450 \text{ °C} = 723 \text{ K} \quad (\text{grob geschätzt!})$$

### Wärmestrom durch Strahlung:

$$\dot{Q}_{Str} = \frac{5,67 \cdot 10^{-8} \frac{W}{m^2 K^4}}{\frac{1}{0,29} + \frac{2,21 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2}{9,81 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2} \cdot \left( \frac{1}{0,29} - 1 \right)} \cdot 2,21 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2 \cdot (393^4 - 723^4) \text{ K}^4 = \underline{\underline{-78,1 \text{ W}}}$$

Dieses Ergebnis wird mit 20 % beaufschlagt, um der Gasstrahlung Rechnung zu tragen. Damit ergibt sich für die Gesamtstrahlungsbelastung ein Betrag von:

$$\dot{Q}_{Str} = \underline{\underline{94 \text{ W}}}$$

Die Übertragung dieser Wärme auf die Suspension bewirkt eine Erwärmung um:

$$\Delta T = \frac{\dot{Q}_{Str}}{\dot{m}_{sus} \cdot C_{p,sus}} = \frac{94 \text{ J/s}}{\left( \frac{120 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right) \cdot 1948 \frac{\text{J}}{\text{kg K}}} = \underline{\underline{1,45 \text{ K}}}$$

Die Anforderung der *Nicht*-Verdampfung des Suspensionswassers bleibt in diesem Fall auch erfüllt (siehe oben).

Die Kombination von konvektiver und Strahlungs-Wärmebelastung bewirkt eine gesamte Erwärmung um ca. 3,85 °C der Suspension. Das heißt, die Temperatur der Suspension steigt auf ca. 124 °C, was deutlich unterhalb 127 °C liegt (siehe oben). Damit ist immer noch die gestellte Anforderung erfüllt. Tatsächlich wird eine geringere Erwärmung erwartet, da eine Wärmeabschirmung des Suspensionskanals vorgesehen ist.

### 5.3.3 Gas/Feststoff-Trennung

Zur Lösung der Aufgabe der Gas/Feststoff-Trennung in der Technik stehen die Verfahren der Abgasentstaubung zur Verfügung. Man unterscheidet die mechanische Entstaubung, die durch Sedimentieren, Filtrieren oder Auswaschen erfolgt, und die elektrische Entstaubung, die zur Feststoffabtrennung die Wirkungen des elektrischen Feldes von hochgespanntem Gleichstrom anwendet [28]. Es gibt verschiedene Entstauberbauarten, deren Einsatzbereiche von der Partikelgröße abhängen. Dies wird in Abbildung A-8 des Anhangs (S. 118) dargestellt. Die derzeitige Anlage verwendet einen Gaszyklon zur Gas/Feststoff-Trennung. Dieser zählt zu den Fliehkraftabscheidern, die der Gruppe der mechanischen Verfahren angehören. Aufgrund der Durchsatzhöhung muss die Trennkorngröße dieses Bauteils neu berechnet werden. Abbildung 5.3.4 stellt den Grundaufbau eines Zyklons dar.

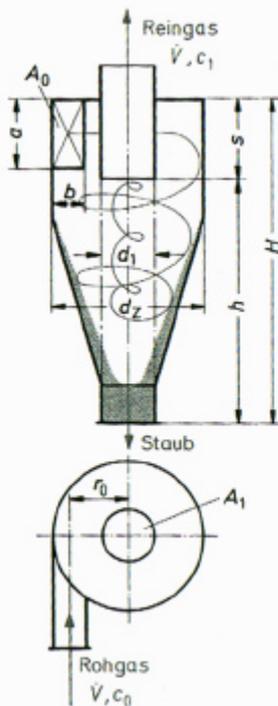


Abbildung 5.3.4: Grundaufbau eines Zyklons (nach [28]).

Darin sind:

$A_0$	Einlaufkanalquerschnitt	$[\text{m}^2]$
$A_1$	Tauchrohrquerschnitt	$[\text{m}^2]$
$d_1$	Tauchrohrdurchmesser	$[\text{m}]$
$d_z$	Zyklonzylinderdurchmesser	$[\text{m}]$
$h$	Abstand vom Zyklonaustritt bis zum Tauchrohr	$[\text{m}]$
$H$	Zyklonhöhe	$[\text{m}]$
$s$	Eintauchtiefe des Tauchrohrs	$[\text{m}]$
$\dot{V}$	Gasvolumenstrom	$[\text{m}^3/\text{s}]$
$C_0, C_1$	Staubgehalt im Gas am Zyklon-Ein- u. -Austritt	$[\text{Gew.}\%]$
$r_0$	Abstand des Einlaufkanals zur Symmetrieachse	$[\text{m}]$ .

Das Prinzip der Enststaubung ist, dass das Abgas samt Staubpartikeln im Zyklon auf eine Spiralbahn gezwungen wird. Die dabei wirkende Fliehkraft führt zur Abscheidung des Staubes. Die Theorie der Berechnung geht auf Barth/Muschelknautz zurück [28]. Für eine überschlägige Berechnung werden in Hemming [28] folgende Annahmen getroffen:

1) Annahme von Konstruktionsdaten durch Festlegung der Verhältnisse

$$\frac{A_0}{A_I} = 0,5 \dots 1,8; \quad \frac{H}{(d_I/2)} = 10 \dots 25; \quad \frac{s}{(d_I/2)} = 3; \quad \frac{(d_z/2)}{(d_I/2)} = 3 \dots 4; \quad \frac{b}{r_0} = 0,2 \dots 0,5$$

2) Annahme einer Strahleinschnürung berücksichtigender Beiwert  $\alpha$  im Einlauf  
 $\alpha = 0,75$  bei üblichen Einlaufkonstruktionen

3) Annahme eines Wandreibungsbeiwerts  $\lambda$   
 $\lambda = 0,005 \dots 0,01$ .

Weiter werden folgende Formeln nach Barth verwendet [28]:

- Trennkorngröße  $d_p^*$  in [m] oder [ $\mu\text{m}$ ]

$$d_p^* = \sqrt{\frac{18 \cdot \eta \cdot w_z \cdot (d_I/2)}{u_I^2 \cdot \Delta\rho}} \quad (5.3.21)$$

es bedeuten:

$\eta$	dynamische Viskosität des Trägergases	[Pa s] (= [kg/m s])
$w_z$	Zentrifugalabsetzgeschwindigkeit	[m/s]
$u_I$	maximale Umfangsgeschwindigkeit am „imaginären“ Tauchrohrmantel mit Zylinderdurchmesser $d_I$	[m/s]
$\Delta\rho$	Gas/Feststoff-Dichtedifferenz ( $\approx$ Feststoffdichte)	[kg/m <sup>3</sup> ]

- Zentrifugalabsetzgeschwindigkeit  $w_z$

$$w_z = \frac{\dot{V}}{2 \cdot \pi \cdot (d_I/2) \cdot h} \quad (5.3.22)$$

- Tauchrohrgeschwindigkeit  $v_I$  [m/s]

$$v_I = \frac{4 \cdot \dot{V}}{\pi \cdot d_I^2} \quad (5.3.23)$$

- Verhältnis Umfangsgeschwindigkeit  $u_I$  zur Tauchrohrgeschwindigkeit  $v_I$

$$\frac{u_I}{v_I} = \frac{I}{\alpha \cdot \frac{A_0}{A_I} \cdot \frac{(d_I/2)}{r_0} + \lambda \cdot \frac{H}{(d_I/2)}} \quad (5.3.24)$$

mit  $A_0 = a \cdot b$  und  $A_I = (\pi/4) \cdot d_I^2$

- Druckverlust

$$\Delta p = \xi \cdot \frac{\rho}{2} \cdot v_I^2 \quad (5.3.25)$$

Hierin sind:

$\xi$  Druckverlustbeiwert (näherungsweise  $\xi \approx 1,2 \cdot \xi_I$  siehe Abbildung A-9, S. 118)  
 $\rho$  Trägergasdichte [kg/m<sup>3</sup>].

Bei dem Trägergas handelt es sich um ein Gasgemisch, dessen Durchsatz sich aus den Volumenströmen der Komponenten Heissdampf ( $\dot{V}_{\text{heiß},D}$ ), Heissluft ( $\dot{V}_{\text{heiß},L}$ ), verdampftes Suspensionswasser ( $\dot{V}_{H_2O}$ ) und -schadstoff ( $\dot{V}_{OS}$ ) zusammensetzt.

$$\dot{V} = \dot{V}_{\text{heiß},D} + \dot{V}_{\text{heiß},L} + \dot{V}_{H_2O} + \dot{V}_{OS} \quad \text{mit} \quad \dot{V}_i = \frac{\dot{m}_i}{\rho_i} \quad \text{für jede Komponente} \quad (5.3.26)$$

#### Berechnungsdaten:

$\dot{m}_{\text{heiß},D} = 100 \text{ kg/h}$      $\dot{m}_{\text{heiß},L} = 380 \text{ kg/h}$     (siehe Abschn. 5.2.3, S. 55-56)  
 $\dot{m}_{H_2O} = 30 \text{ kg/h}$  bei 25 Gew.-% Suspensionswasser    (siehe Tabelle 5.2.1, S. 41)  
 $\dot{m}_{OS} = 20 \text{ kg/h}$     (siehe Tabelle 5.2.1, S. 41)

Dichte der Gemischkomponenten bei 300 °C und 0,8 bar aus [22]

$\rho_{H_2O} = 0,3023 \text{ kg/m}^3$      $\rho_{\text{heiß},L} = 0,486 \text{ kg/m}^3$     extrapolierte Werte!  
 $\rho_{OS} \approx \rho_{H_2O}$  angenommen!

#### Durchsatz des Gasgemisches nach Gl. (5.3.26):

$$\dot{V} = \left[ \frac{\left( \frac{100 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right)}{0,3023 \text{ kg/m}^3} \right] + \left[ \frac{\left( \frac{380 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right)}{0,486 \text{ kg/m}^3} \right] + \left[ \frac{\left( \frac{30 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right)}{0,3023 \text{ kg/m}^3} \right] + \left[ \frac{\left( \frac{20 \text{ kg/h}}{3600 \text{ s/h}} \right)}{0,3023 \text{ kg/m}^3} \right] = 0,355 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$\dot{V} \approx \underline{\underline{1280 \text{ m}^3/\text{h}}}$$

#### Annahme von Zyklonkonstruktionsdaten:

$a = 0,200 \text{ m}$      $b = 0,080 \text{ m}$      $\Rightarrow$      $A_0 = 0,016 \text{ m}^2$   
gewählt wird  $\frac{A_0}{A_I} = 1,2 \Rightarrow A_I = A_0/1,2 = 0,016 \text{ m}^2 / 1,2 = 1,33 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2 \Rightarrow d_I = 0,130 \text{ m}$

$$\frac{H}{(d_1/2)} = 13 \Rightarrow H = 13 \cdot (0,130 \text{ m/2}) = 0,845 \text{ m}$$

$$s = 3 \cdot (d_1/2) = 3 \cdot (0,130 \text{ m/2}) = 0,195 \text{ m}$$

$$h = H - s = 0,845 \text{ m} - 0,195 \text{ m} = 0,650 \text{ m}$$

gewählt wird  $\frac{(d_z/2)}{(d_1/2)} = 3$  damit der Zyklondurchmesser  $d_z$  klein bleibt!

$$d_z = 2 \cdot 3 \cdot (0,130 \text{ m/2}) = 0,390 \text{ m}$$

Für einen Zyklon mit Tangentialeinlauf lässt sich  $r_0$  aus den Geometriedaten bestimmen

$$r_0 = \frac{d_z}{2} - \frac{b}{2} = \frac{0,390 \text{ m}}{2} - \frac{0,080 \text{ m}}{2} = 0,155 \text{ m}$$

Kontrolle:  $\frac{0,080 \text{ m}}{0,155 \text{ m}} = 0,51$  genügt gerade noch der Anforderung  $\frac{b}{r_0} = 0,2 \dots 0,5 \Rightarrow \text{ok!}$

Annahme des Wandreibungsbeiwertes:  $I = 0,009$  geschätzt!

Zentrifugalabsatzgeschwindigkeit nach Gl. (5.3.22):

$$w_z = \frac{0,355 \text{ m}^3/\text{s}}{2 \cdot \pi \cdot (0,130 \text{ m/2}) \cdot 0,650 \text{ m}} \approx \underline{\underline{1,34 \text{ m/s}}}$$

Tauchrohrgeschwindigkeit nach Gl. (5.3.23):

$$v_1 = \frac{4 \cdot 0,355 \text{ m}^3/\text{s}}{\pi \cdot 0,130^2 \text{ m}^2} \approx \underline{\underline{27 \text{ m/s}}}$$

Umfangsgeschwindigkeit nach Gl. (5.3.24):

$$u_1 = \frac{27 \text{ m/s}}{0,75 \cdot \frac{0,016 \text{ m}^2}{1,33 \cdot 10^{-2} \text{ m}^2} \cdot \frac{(0,130 \text{ m/2})}{0,155 \text{ m}} + 0,009 \cdot \frac{0,845 \text{ m}}{(0,130 \text{ m/2})}} = \underline{\underline{54,5 \text{ m/s}}}$$

Gas/Feststoffdichtedifferenz:

$$\Delta \rho \approx \rho_{\text{GZ}} = 2300 \text{ kg/m}^3 \text{ siehe Abschn.5.3.1, S. 81.}$$

Dynamische Gasviskosität:

Aus der Gl. (5.3.21) erkennt man, dass die Trennkorngröße mit der Zunahme der Viskosität ansteigt. Es wird deshalb bei der Berechnung der Viskositätswert von Luft genommen, da dieser unter den 3 Gasgemischkomponenten am größten ist. Damit gilt für das Gasgemisch:

$$\eta = 29,86 \cdot 10^{-6} \text{ Pa s} \quad (1 \text{ Pa s} = 1 \text{ kg/m s}).$$

Trennkorngröße nach Gl. (5.3.21):

$$d_p^* = \sqrt{\frac{18 \cdot 29,86 \cdot 10^{-6} \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 1,34 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot \left(\frac{0,130 \text{ m}}{2}\right)}{54,5^2 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2 \cdot 2300 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}} = 2,62 \cdot 10^{-6} \text{ m}$$

$$d_p^* = \underline{\underline{2,62 \mu\text{m}}}$$

Das Verhältnis  $\frac{d_p}{d_p^*} = \frac{180 \mu\text{m}}{2,62 \mu\text{m}} \approx 69$  ist sehr groß. Damit beträgt der Abscheidegrad des Zyklons praktisch 100 % (siehe Abbildung A-10, S. 119).

Bei Betrachtung der Einsatzbereiche der verschiedenen Entstauberbauarten (siehe Abbildung A-8, S. 118) ist festzustellen, dass bis auf ca.  $4 \mu\text{m}$  Korngröße Zyklone noch einsetzbar sind. Die durch überschlägige Berechnung ermittelte Trennkorngröße von rund  $3 \mu\text{m}$ , liegt an der Grenze der technischen Leistung von Zyklonen.

Druckverlust nach Gl. (5.3.25):

$$\frac{u_1}{v_1} = \frac{54,5 \text{ m/s}}{27 \text{ m/s}} \approx 2,0 \quad \mathbf{P} \quad x_1 = 10 \quad \text{siehe Abbildung A-9, S. 118}$$

damit ist  $x \gg 1,2 \times 10 = 12$ .

Unter den Gasgemischkomponenten besitzt Luft die größte Dichte. Diese wird deshalb in die Rechnung eingesetzt, da dadurch ein maximaler Druckverlust zu erzielen ist.

$$\Delta p = 12 \cdot \frac{0,486 \text{ kg/m}^3}{2} \cdot 27^2 \left(\frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2 = 2126 \frac{\text{kg}}{\text{m s}^2} = 2126 \text{ Pa}$$

$$\Delta p = \underline{\underline{21,26 \text{ mbar}}}$$

Dieses Ergebnis liegt nach VDI-Wärmeatlas [22, Lja 9] im Bereich der üblich zulässigen Druckverluste bei Zyklonen.

## 6 Beschreibung der erweiterten GRR-Anlage und Bauteilspezifikation

Neben der entwickelten Dreistoffdüse zählen die Kompressoranlage samt zugehörigen Aggregaten und der Luftüberhitzer zu den wesentlichen Neuerungen im GRR-Prozess. Aufgrund der Durchsatzerhöhung müssen einige Bauteile etwas umgebaut werden. So wurde der Innendurchmesser des Rohrreaktors auf  $200\text{ mm}$  erhöht. Die Länge blieb unverändert bei ca.  $6\text{ m}$ . Besonderheit dieses Bauteils ist die Keramikauskleidung, die den Reaktorwerkstoff (Stahl) vor Materialverschleiß schützt. Allerdings wird auf eine detaillierte Behandlung aller Anlagenbauteile verzichtet, da dies den Rahmen dieser Diplomarbeit sprengen würde. Außerdem können bei vielen Ausrüstungsteilen die derzeit vorhandenen Lösungen übernommen werden. Dieses Kapitel befasst sich mit der Beschreibung der erweiterten GRR-Anlage sowie der Spezifikation wesentlicher Bauteile.

### 6.1 Beschreibung der erweiterten GRR-Anlage

Die Schaltung aller Bauteile zu einer Gesamtanlage wird im Verfahrensfließbild der Abbildungen 6.1/A-12, S. 101/121 dargestellt. Der Ablauf dieses Prozesses lässt sich, wie im Kapitel 4.1 (S. 26) dargestellt, in die Phasen der Vorbehandlung, Behandlung und Nachbehandlung unterteilen. Der Prozessverlauf wird anhand des Verfahrensfließbildes beschrieben.

- *Vorbehandlung*

Die Aufbereitung des Aufgabegutes (Bodenmaterial) zu fließfähiger und versprühbarer Schlammsuspension findet durch Homogenisieren im Rührbehälter (B1) und durch Aufwärmen im Vorwärmer (D4) statt. Der Behälterinhalt wird so lange im Kreislauf gefahren, bis sich eine Prozesstemperatur von  $120\text{ °C}$  einstellt. Die Schneckenpumpen (SP1) und (SP2) übernehmen die Aufgabe des Suspensionsförderns.

- *Behandlung*

Die Behandlung der Schlammsuspension findet im Rohrreaktor (C1) statt. Zuvor muss die Schlammsuspension mit Hilfe der Dreistoffdüse (N1) und Heißdampf versprüht werden. Neben Heißdampf wird auch Heißluft der Düse zugeleitet. Beide liefern die Wärme für die Dampfstripp-Reaktion. Diese Medien werden in den Überhitzern (D2) und (D3) auf  $450\text{ °C}$  Prozesstemperatur gebracht. Die Produktion von Wasserdampf findet im Dampfkessel (D2) statt, nachdem Frischwasser enthärtet und im Wärmetauscher WT2 vorgewärmt wurde. Bei Luft erfolgt eine Vorwärmung im Wärmetauscher WT1. Aus dem Rohrreaktor (C1) werden Bodenpartikel von einem Gasgemisch (sog. Schadstoffgas) bestehend aus Luft, Wasserdampf und Schadstoffdampf pneumatisch zum Zyklon (F1) befördert.

- *Nachbehandlung*

Nach Trennung der Feststoffpartikel im Zyklon (F1) wird der noch hohe Wärmegehalt des Schadstoffgases ( $300\text{ °C}$ ) zur Luft- und Frischwasservorwärmung genutzt. Zwischen dem Wärmetauscher WT2 und dem Sprühkondensator (A1) findet eine Drosselung (V9) statt. Dadurch wird der Prozessdruck bei der Kondensation unter  $0,7\text{ bar}$  gehalten. Während der Kondensation werden die Gas-/Dampfanteile zu Wasser und flüssigem Schadstoff umgewandelt. Die Luft erfährt nur eine Abkühlung und wird aus dem Absatzbehälter (B2) über die Kompressor-Anlage (VP2, K2, B4, VP3) im Kreislauf befördert. Das Kondensat

gelangt auch in den Absatzbehälter und wird zum Teil nach Abkühlung (im Kühler K1) in den Kondensator (A1) zurückgeführt. Diese Rückführung dient als Kühlmedium bei der Sprühkondensation. Auf dem Wasseranteil des Kondensates schwimmt organischer Schadstoff, der in den Behälter (B3) gepumpt wird. Das aus dem Absatzbehälter (B2) fließende Abwasser wird zum Teil an die Homogenisierung (B1) zurückgeführt. Der Rest gelangt ins Abwassersystem vor der Abgabe an die Umwelt. Die aus dem Zyklon abgeschiedenen Feststoffpartikel sammeln sich im Bunker (A2) und werden von dort chargenweise entnommen. Das Vakuumsystem (VP1, B3) stellt den erforderlichen Reaktordruck von *0,8 bar* ein.

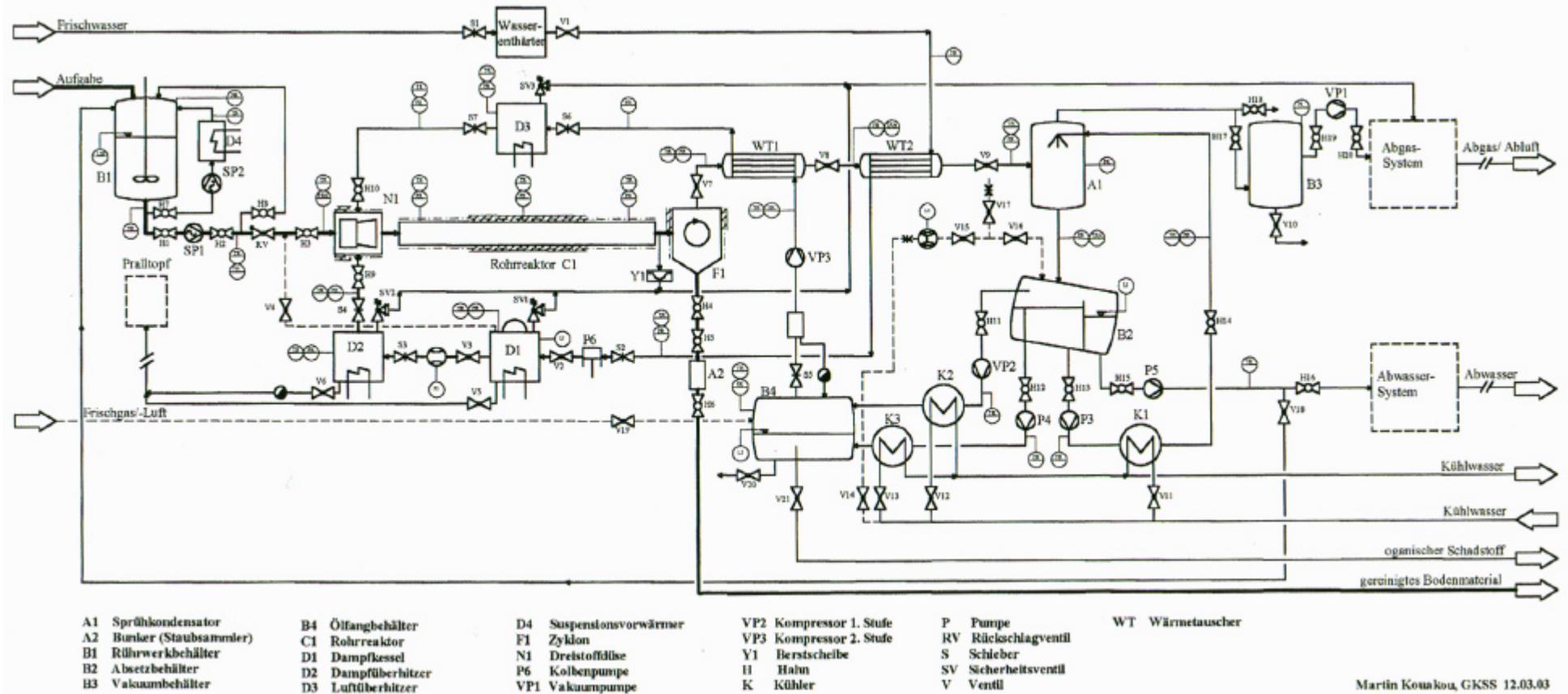


Abbildung 6.1: Verfahrensfließbild der erweiterten GRR-Anlage (Vergrößerung auf Seite 121).

## 6.2 Bauteilspezifikation

Einige wesentliche Bauteile müssen entsprechend der unten aufgeführten Spezifikation neu bestellt werden. Die gestellten Anforderungen resultieren bzw. werden hergeleitet aus den Berechnungsergebnissen.

### • Rührwerkanlage (B1)

Aufgabe.....	: <i>Homogenisieren</i>
Medium.....	: <i>Schlamm suspension mit hohem Feststoffanteil</i>
Dichte.....	: <i>ca. 1500 kg/m<sup>3</sup></i>
Viskosität.....	: <i>siehe Fließkurve der Abbildungen A-2/3 S. 114</i>
Durchsatz.....	: <i>120 kg/h</i>
Betriebsdruck/-temperatur.....	: <i>2,5 bar (absolut) / 120 °C</i>
Auslegungsdruck/-temperatur....	: <i>6 bar / 200 °C</i>
Werkstoffanforderung.....	: <i>korrosions-, wärme- und verschleißbeständig</i>
Flanschdichtleiste.....	: <i>Feder/Nut-Ausführung, DIN 2691.</i>

### • Kompressoranlage (VP2, K2, VP3)

	<u>1. Stufe</u>	<u>2. Stufe</u>
Fördermedium.....	: <i>Luft/Stickstoff</i>	: <i>Luft/Stickstoff</i>
Förderstrom.....	: <i>380 kg/h / 295 m<sup>3</sup>/h</i>	: <i>380 kg/h / 295 m<sup>3</sup>/h</i>
Ansaug-, Enddruck (absolut).....	: <i>0,47 bar / 1,1 bar</i>	: <i>1,1 bar / 4,0 bar</i>
Anfangs-, Endtemperatur.....	: <i>50 °C / 20 °C</i>	: <i>20 °C / 90 °C–150 °C</i>
Kühlwassertemperatur.....	: <i>10 °C</i>	: <i>ohne Kühlung</i>
Wärmeisolierung.....	: <i>-</i>	: <i>erforderlich</i>
Auslegungsdruck/-temperatur..	: <i>6 bar / 100 °C</i>	: <i>6 bar / 200 °C</i>
Werkstoffanforderung.....	: <i>korrosions-, wärme- und verschleißbeständig</i>	
Flanschdichtleiste.....	: <i>Feder/Nut-Ausführung, DIN 2691.</i>	

### • Zyklon (F1)

Trägermedium.....	: <i>Schadstoffgas</i>
Dichte.....	: <i>Luftdichte</i>
Abzuscheidendes Material.....	: <i>Bariumsulfat (BaSO<sub>4</sub>), Quarz-, Tonminerale</i>
Durchsatz.....	: <i>600 kg/h / ca. 1300 m<sup>3</sup>/h</i>
Betriebsdruck/-temperatur.....	: <i>0,8 bar / 300 °C</i>
Druckverlust.....	: <i>max 0,1 bar</i>
Trennkorngröße.....	: <i>4,0 µm</i>
Auslegungsdruck/-temperatur....	: <i>2,5 bar / 350 °C</i>
Werkstoffanforderung.....	: <i>korrosions-, wärme- und verschleißbeständig</i>
Flanschdichtleiste.....	: <i>Feder/Nut-Ausführung, DIN 2691</i>
Korngrößenanalyse.....	: <i>Siehe Abbildung A-11, S. 119.</i>

- **Wärmetauscher (WT1)**

	<u>Mantelseitig</u>	<u>Rohrseitig</u>
Medium.....	<i>Luft/Stickstoff</i>	<i>Schadstoffgas</i>
Spezifische Wärmekapazität.....	...	<i>1,329 kJ/kg K</i>
Dichte.....	...	<i>Luftdichte</i>
Eintrittstemperatur.....	<i>90 °C–150 °C</i>	<i>300 °C</i>
Austrittstemperatur.....	<i>250 °C–290 °C</i>	...
Durchsatz.....	<i>380 kg/h / 295 m<sub>N</sub><sup>3</sup>/h</i>	<i>530 kg/h</i>
Betriebsdruck.....	<i>4,0 bar</i>	<i>0,75 bar</i>
Auslegungsdruck/-temperatur....	<i>6 bar / 350 °C</i>	<i>6 bar / 350 °C</i>
Zul. Druckverlust.....	<i>0,5 bar</i>	<i>nach Angebot</i>
Foulingfaktor.....	<i>0,10 (m<sup>2</sup> K)/kW</i>	<i>0,18 (m<sup>2</sup> K)/kW</i>
Werkstoffanforderung.....	<i>korrosions-, wärmebeständig</i>	
Flanschdichtleiste.....	<i>Feder/Nut-Ausführung, DIN 2691</i>	
Wartung.....	<i>innen und außen zum Reinigen zerlegbar.</i>	

- **Wärmetauscher (WT2)**

	<u>Mantelseitig</u>	<u>Rohrseitig</u>
Medium.....	<i>Wasser</i>	<i>Schadstoffgas</i>
Spezifische Wärmekapazität.....	...	<i>1,398 kJ/kg K</i>
Dichte.....	...	<i>Luftdichte</i>
Eintrittstemperatur.....	<i>10–20 °C</i>	...
Austrittstemperatur.....	<i>110–130 °C</i>	<i>120–140 °C</i>
Durchsatz.....	<i>100 kg/h</i>	<i>530 kg/h</i>
Betriebsdruck.....	<i>5,0 bar</i>	<i>0,75 bar</i>
Auslegungsdruck/-temperatur....	<i>6 bar / 300 °C</i>	<i>6 bar / 300 °C</i>
Zul. Druckverlust.....	<i>1,0 bar</i>	<i>nach Angebot</i>
Foulingfaktor.....	<i>0,10 (m<sup>2</sup> K)/kW</i>	<i>0,18 (m<sup>2</sup> K)/kW</i>
Werkstoffanforderung.....	<i>korrosions-, wärmebeständig</i>	
Flanschdichtleiste.....	<i>Feder/Nut-Ausführung, DIN 2691</i>	
Wartung.....	<i>innen und außen zum Reinigen zerlegbar.</i>	

- **Dampfkessel (D1)**

Medium.....	<i>Frischwasser, Aufbereitung ist anzubieten</i>
Durchsatz.....	<i>min. 100 kg/h, max. 300 kg/h</i>
Heizleistung.....	<i>70–250 kW</i>
Betriebsdruck/-temperatur.....	<i>10 bar (wegen ausreichender Reserve) / ... °C</i>
Auslegungsdruck/-temperatur....	<i>10 bar / 180 °C</i>
Werkstoffanforderung.....	<i>korrosions-, wärmebeständig</i>
Flanschdichtleiste.....	<i>Feder/Nut-Ausführung, DIN 2691</i>
Foulingfaktor.....	<i>0,35 (m<sup>2</sup> K)/kW.</i>

- **Dampfüberhitzer (D2)**

Medium.....	: <i>Sattdampf</i>
Durchsatz.....	: <i>min. 100 kg/h, max. 300 kg/h</i>
Heizleistung.....	: <i>30–100 kW</i>
Betriebsdruck/-temperatur.....	: <i>3,5 bar / 450 °C</i>
Auslegungsdruck/-temperatur....	: <i>6,0 bar / 450 °C</i>
Zul. Druckverlust.....	: <i>max. 0,5 bar</i>
Werkstoffanforderung.....	: <i>korrosions-, wärmebeständig</i>
Flanschdichtleiste.....	: <i>Feder/Nut-Ausführung, DIN 2691</i>
Foulingfaktor.....	: <i>0,0 (m<sup>2</sup> K)/kW</i>
Energieträger/Verbrauch.....	: <i>Heizöl / ... L/min (nach Angebot).</i>

- **Luftüberhitzer (D3)**

Medium.....	: <i>Luft/Stickstoff</i>
Durchsatz.....	: <i>min. 380 kg/h / 295 m<sub>N</sub><sup>3</sup>/h</i>
Heizleistung.....	: <i>30–60 kW</i>
Betriebsdruck/-temperatur.....	: <i>3,5 bar / 450 °C</i>
Auslegungsdruck/-temperatur....	: <i>6,0 bar / ... °C</i>
Zul. Druckverlust.....	: <i>max. 0,5 bar</i>
Werkstoffanforderung.....	: <i>korrosions-, wärmebeständig</i>
Flanschdichtleiste.....	: <i>Feder/Nut-Ausführung, DIN 2691</i>
Foulingfaktor.....	: <i>0,18 (m<sup>2</sup> K)/kW</i>
Energieträger/Verbrauch.....	: <i>Heizöl / ... L/min (nach Angebot).</i>

- **Sprühkondensator (A1)**

Medium.....	: <i>Schadstoffgas</i>
Durchsatz.....	: <i>530 kg/h</i>
Betriebsdruck.....	: <i>0,4–1,0 bar</i>
Ein-/Austrittstemperatur.....	: <i>120–140 °C / &lt; 50 °C</i>
Auslegungsdruck/-temperatur....	: <i>6,0 bar / 200 °C</i>
Kreislaufwasser-	
Eintrittstemperatur.....	: <i>20–25 °C</i>
Werkstoffanforderung.....	: <i>korrosions-, wärmebeständig</i>
Flanschdichtleiste.....	: <i>Feder/Nut-Ausführung, DIN 2691</i>
Foulingfaktor.....	: <i>0,53 (m<sup>2</sup> K)/kW.</i>

- **Kühler (K)1**

	<u>Mantelseitig</u>	<u>Rohrseitig</u>
Medium.....	: <i>Kühlwasser</i>	: <i>Kreislaufwasser</i>
Spezifische Wärmekapazität.....	: <i>...</i>	: <i>ca. 4,180 kJ/kg K</i>
Dichte.....	: <i>...</i>	: <i>Wasserdichte</i>
Eintrittstemperatur.....	: <i>10 °C</i>	: <i>50 °C</i>
Austrittstemperatur.....	: <i>40 °C</i>	: <i>20–25 °C</i>
Durchsatz.....	: <i>...</i>	: <i>ca. 3600 kg/h</i>

---

Betriebsdruck.....	: 4,0 bar	4,0 bar
Auslegungsdruck/-temperatur....	: 6 bar / 100 °C	6 bar / 100 °C
Zul. Druckverlust.....	: 0,5 bar	nach Angebot
Foulingfaktor.....	: 0,18 (m <sup>2</sup> K)/kW	0,53 (m <sup>2</sup> K)/kW
Werkstoffanforderung.....	: korrosions-, wärmebeständig	
Flanschdichtleiste.....	: Feder/Nut-Ausführung, DIN 2691	
Wartung.....	: innen und außen zum Reinigen zerlegbar.	

## 7 In- und Außerbetriebnahmephase

Bevor die GRR-Anlage in Betrieb genommen wird, müssen prozessbedingt eine Reihe von Vorkehrungen bzw. Vorbereitungen getroffen und durchgeführt werden. Auch die Außerbetriebnahme muss in Einzelschritten erfolgen. Diese Phasen des Anlagenbetriebs werden hier erläutert.

Vor der Inbetriebnahme der GRR-Anlage sind Ver- und Entsorgungsleitungen zu prüfen. Dabei sind beispielsweise die Frischwasserzufuhr und Abwasserabfuhr sicher zu stellen. Die Kompressoranlage (VP2, K2, VP3), der Dampfkessel (D1), die Überhitzer (D2, D3) sowie weitere Komponenten, wie z.B. Pumpen, müssen auf einen einwandfreien Betrieb untersucht werden. Die Gesamtanlage wird evakuiert, insbesondere der Rohrreaktor (C1), und dabei auf Dichtigkeit geprüft. Dadurch wird der Prozessdruck im Rohrreaktor eingestellt. Die elektrische Versorgung für die Vorheizung der Düse (N1), Reaktor (C1), und Zyklon (F1) ist einzuschalten, bis sich die gewünschte Prozesstemperatur am Reaktorende einstellt. Erforderliche Füllstände, beispielsweise die erforderliche Füllmenge des Kreislaufwassers im Absetzbehälter (B2), sind vorab von Hand einzustellen. Dampfproduktion und Luftaufheizung sind in Betrieb zu nehmen, wobei die notwendigen Mengen durch Regelung einzustellen sind. Vor all diesen Maßnahmen muss das Aufgabegut auf Korngröße untersucht und dessen Wassergehalt bestimmt werden. Letzteres legt den erforderlichen Mengenbedarf von Zusatzwasser, Heißdampf und Heißluft fest. Die homogenisierte und vorgewärmte Suspension wird nach Heißdampf und Heißluft der Düse zugeführt, womit die Behandlung im Rohrreaktor (C1) beginnt.

In der Außerbetriebnahmephase ist zunächst die Suspensionszufuhr abzuschalten. Die Zufuhrleitung wird mit Sattedampf beschickt, um Suspensionsreste zu entfernen. Dieses Leitungssystem ist im Stillstand der Anlage frei und sauber zu halten. Die Erzeugung von Heißdampf und Heißluft ist danach herunterzufahren und die Kompressoranlage abzuschalten. Die weiteren Abschaltvorgänge können erst nach diesen Schritten durchgeführt werden.

## 8 MSR-Technik/Sicherheitseinrichtungen/Nebenanlagen

Zur Überwachung des Betriebes sind an vielen Stellen der GRR-Anlage Druck-, Temperatur-, Durchfluss- und Füllstandmesseinrichtungen angebracht. Diese Messanordnungen sind dem Verfahrensfließbild der erweiterten Anlage aus den Abbildungen 6.1/A-13, S. 101/121 zu entnehmen. Es werden Betriebszustandsgrößen verschiedener Anlagenbauteile, wie z.B. des Rohrreaktors und des Dampfkessels (D1), und ferner der Gesamtanlage erfasst. Dadurch können Störungen schnell registriert und lokalisiert werden. Deshalb ist es von Vorteil, eine zentrale Messwarte vorzusehen. Neben der Messanordnung werden Reglersysteme in die Anlage eingebaut, damit optimale Betriebsbedingungen trotz möglicher äußerer Störungen aufrecht zu erhalten sind. Beispielsweise ist die Druckregelung am Rohrreaktor (C1) äußerst wichtig, da in der erweiterten GRR-Anlage mit großen Gasströmen umgegangen wird, und deshalb sowohl betriebstechnische als auch Sicherheitsaspekte zu berücksichtigen sind. Zur Steuerung des GRR-Prozesses werden eine Vielzahl von Steuereinrichtungen, wie z.B. Hähne, Ventile, Schieber und Pumpen betätigt. Allerdings muss hierzu ein Arbeitsablaufplan, der das Ein- und Ausschalten oder Schalten regelt, angefertigt werden.

Sicherheitseinrichtungen der derzeitigen Anlage können weiterhin in der erweiterten GRR-Anlage eingesetzt werden (siehe Abschn. 4.2.10, S. 33). Wie es in der Abbildung 6.1 (S. 101) dargestellt ist, sind zu dieser Ausrüstungsart eine Berstscheibe (Y1), Sicherheitseckventile mit Federbelastung (SV1, SV2, SV3), ein Rückschlagventil (RV) sowie Heißdampf- und Heißluftabfuhrleitungen zu zählen. Damit kann bei Grenzwertüberschreitung des Druckes beispielsweise eine Entspannung des Dampfkessels stattfinden und so Materialversagen vermieden werden.

Die Betreuung der GRR-Anlage erfordert die Aufbereitung anfallender Produkte wie Abwasser, Abgas und Abschlamm (z.B. aus dem Dampfkessel D1). Zur Lösung dieser Aufbereitungsaufgaben werden Nebenanlagen wie z.B. der Pralltopf, das Abgas- bzw. Abwasserbehandlungssystem benötigt.

## 9 Zusammenfassung

Die vorliegende Arbeit befasst sich mit der Planung und Spezifikation der erweiterten GRR-Anlage, die für die Behandlung organisch kontaminierter Schlämme entwickelt wurde. Das Verfahren, das auf dem Dampfstripp-Prozess basiert, wurde in vielen Versuchen bereits erprobt, und konnte bei den dabei durchgesetzten Mengen sehr gute Reinigungsleistungen vorweisen.

Ziel der Erweiterung der GRR-Anlage ist einerseits die Erhöhung der Kapazität der derzeitigen Anlage von 10 auf ca. 100 kg/h und andererseits die Reduzierung der hohen Energiebetriebskosten, verursacht durch die alleinige Nutzung von Heißdampf. Dazu ist ein gekoppelter Einsatz von Heißgas und Heißdampf im Prozess vorgeschlagen worden, um den ansteigenden Wärmebedarf zu decken. Diese Hauptaufgabe sollte, zerlegt in die Teilaufgaben der

- Beschreibung des GRR-Verfahrens,
- Erarbeitung der Auslegungsgrundlagen,
- Planung und Beschreibung der erweiterten Anlage,
- Spezifikation der zu ergänzenden Hauptkomponenten

behandelt werden. Die hierzu erarbeiteten Lösungen lassen sich folgendermaßen zusammenfassen:

Das GKSS-Rohr-Reaktor-Verfahren, kurz GRR-Verfahren, basierend auf dem Dampfstripp-Prozess, wurde als Kombination von Destillations- und Desorptionsvorgängen untersucht. Die dabei günstigen Effekte der Wasserdampfdestillation sowie der hohen Temperatur und des niedrigen Druckes bei der Desorption bilden solide wissenschaftliche Grundlagen zur Entwicklung bzw. zum Ausbau des Verfahrens.

Aufgrund der Erhöhung des Anlagendurchsatzes konnten an der derzeitigen Anlage Engpässe festgestellt und analysiert werden. So wurde beispielsweise ermittelt, dass die Variation des Wassergehalts des Aufgabegutes (Suspension) große Schwankungen des Energiebedarfs und somit der Heißdampf- bzw. Heißgasmengen hervorrufen kann. Der dafür erarbeitete Verfahrensvorschlag sah die Konstanthaltung des Gasdurchsatzes bei Änderung der Heißdampfmengen vor. Die mit der Heißdampfnutzung gekoppelte Verwendung von Prozessgas (Heißgas), und zwar im Kreislauf, wird über eine Kompressoranlage sichergestellt. Als Prozessgas wurde zunächst Luft identifiziert. Ferner wurde die Gesamtanlage bilanziert, woraus sich für die einzelnen Anlagenkomponenten Auslegungsgrundlagen ergaben. Allerdings sind im Rahmen der Diplomarbeit nur die wesentlichen Bauteile der GRR-Anlage neu ausgelegt worden.

Die Erarbeitung von Lösungen bei der Planung des erweiterten Prozesses hat zu der Entwicklung eines Verfahrensfließbildes geführt. In diesem Verfahrensfließbild wurde die Schaltung aller Bauteile zueinander festgelegt. Das Verfahrensfließbild ermöglicht eine übersichtliche Darstellung der Prozessführung und gibt den Gesamtaufbau der erweiterten GRR-Anlage wieder.

Eine bestellreife Spezifikation wesentlicher Bauteile wurde erstellt. Die an die einzelnen Komponenten gestellten Anforderungen stützten sich auf die ermittelten Auslegungsdaten. Zum Schluss wurden kritische Phasen der In- und Außerbetriebnahmephase, der MSR- und sicherheitstechnischen Ausrüstungen und Nebenanlagen diskutiert.

Für das weitere Vorgehen wird empfohlen, eine Untersuchung zur Ermittlung der erforderlichen Rohrreaktorlänge durchzuführen. Möglicherweise können daraus Materialeinsparungen erzielt und somit Investitionskosten reduziert werden. Bei der Gas/Feststoff-Trennung ist zu überlegen, ob alternative Lösungen zu dem Zyklon, beispielsweise Schlauch- oder Elektrofilter, bessere technische Leistungen bringen, da eine Multizyklonabtrennung mit hohem technischen Aufwand verbunden ist. Aufgrund des relativ hohen Sauerstoffanteils der Luft ist die davon ausgehende Sicherheitsgefährdung des Anlagenbetriebes zu prüfen und notfalls mit einem nicht-explosionsgefährdeten Gas wie Stickstoff zu ersetzen. Letztendlich kann die Wiederverwertung des gereinigten Materials beispielsweise in der Zementindustrie untersucht werden.

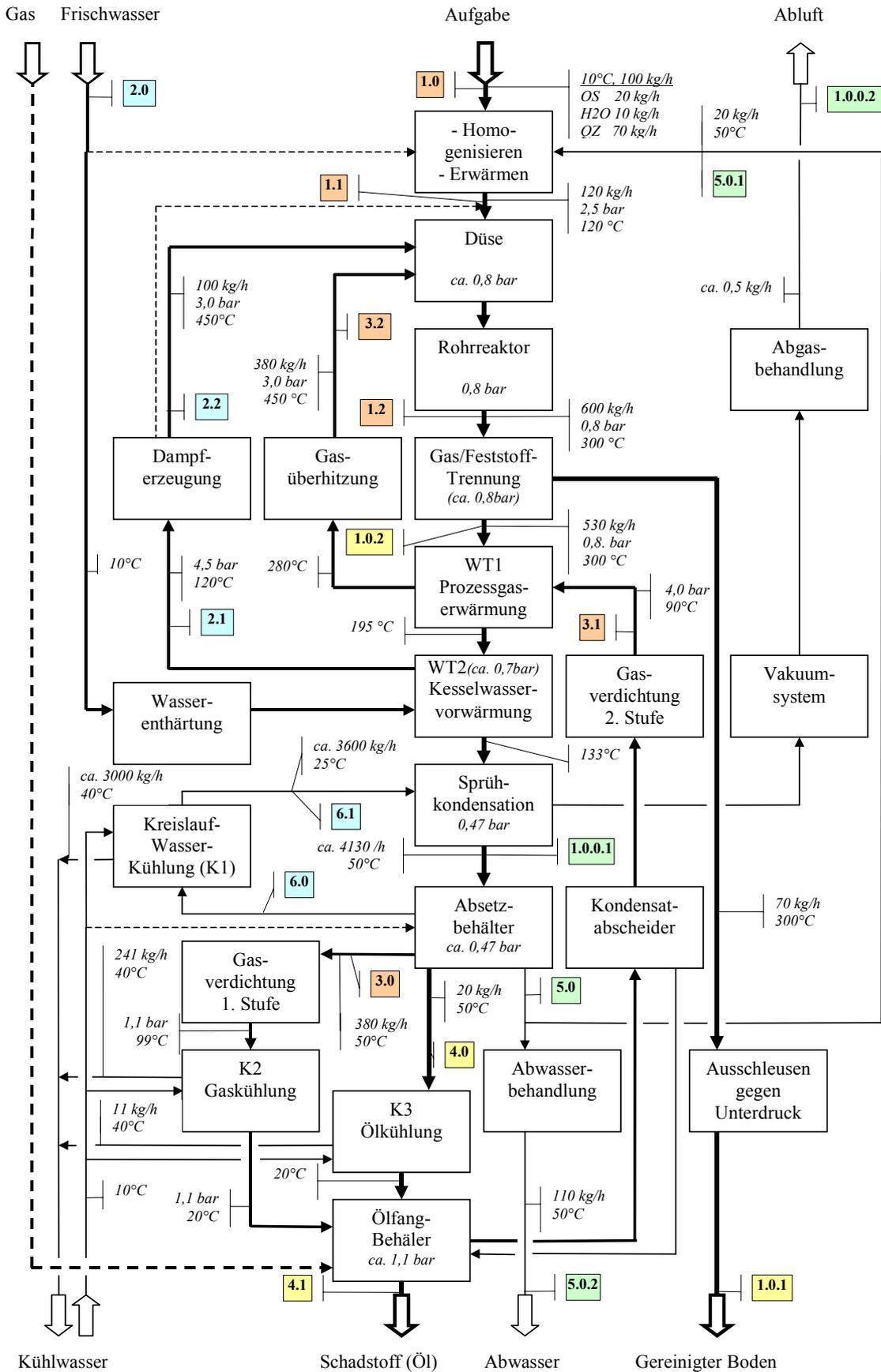
## Literaturverzeichnis

- [1] Görner, K.; Hübner, K.: Hütte, Umweltschutztechnik. Springer-Verlag, Berlin Heidelberg, 1999
- [2] Umweltbundesamt (UBA): Bundesweite Übersicht zur Altlastenerfassung, Zusammenstellung des UBA vom Dez. 2000  
([www.umweltbundesamt.de/altlast/web/deutsch/1\\_6htm](http://www.umweltbundesamt.de/altlast/web/deutsch/1_6htm)- 18.10.02)
- [3] Hilger, Bernd: Das Bundes-Bodenschutzgesetz. In: Franzius, V.; Wolf, K.; Brandt, E.: Handbuch der Altlastensanierung. 2. Auflage; C. F. Müller Verlag Heidelberg, 1998, – Kennnummer 10130
- [4] Schwister, Karl: Taschenbuch der Verfahrenstechnik. Fachbuchverlag Leipzig, 2000
- [5] Norm Richtlinie: Emissionsminderung, physikalisch-chemische, thermische und biologische Bodenbehandlungsanlagen, Immobilisierungsverfahren. VDI/DIN-Handbuch Reinhaltung der Luft, VDI-3898
- [6] Wilichowski, Mathias: Aufbereitung mineralölkontaminierter Böden durch Bodenwäsche und Flotation. Shaker Verlag Aachen, 1995
- [7] Grimski, D.; Kilger, R.: Bodenbehandlungszentren. In: Franzius, V.; Wolf, K.; Brandt, E.: Handbuch der Altlastensanierung. 2. Auflage; C. F. Müller Verlag Heidelberg, 1997, – Kennnummer 5313
- [8] Dahm, Thorsten: Diplomarbeit, Nachbehandlung kontaminierter Schlämme im Dampfstripp-Prozess. GKSS-Forschungszentrum Geesthacht GmbH, 1999
- [9] Berns, Kathleen: Diplomarbeit, Vergleichende Dekontamination PAK-haltiger Bodenmaterialien durch einen Dampfstripp-Prozess in einer Labor- und Technikumsanlage. GKSS-Forschungszentrum Geesthacht GmbH, November 2000
- [10] Westphal, Gabriele: Diplomarbeit, Reduzierung von TBT (Tributylzinn) in feinkörnigem Baggertgut mit einem Dampfstripp-Verfahren. GKSS-Forschungszentrum Geesthacht GmbH, 2002
- [11] Keune, H.: Taschenlexikon der Chemie. 1. Auflage; VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie, Leipzig, 1989
- [12] Diedrich, Schroeder: Bodenkunde in Stichworten. 5. Auflage; Gebrüder Borntraeger Verlagsbuch-Handlung, Berlin, Stuttgart, 1992
- [13] Höhne, Joachim: Entwicklung eines Verfahrens zur Abtrennung organischer Schadstoffe aus feinkörnigen Bodenmaterialien durch gekoppelten Einsatz von Wasserdampfdestillation und Desorption. Fortschritt-Berichte VDI Reihe 15 Nr. 238, VDI Verlag, Düsseldorf, 2002
- [14] Wen-Ling Chiu: Dissertation, Stoffwertermittlung an MKW-kontaminierten Böden zur Einschätzung der Sanierbarkeit durch physikalisch-chemische Verfahren. Technische Fakultät der Universität Erlangen-Nürnberg, 2000

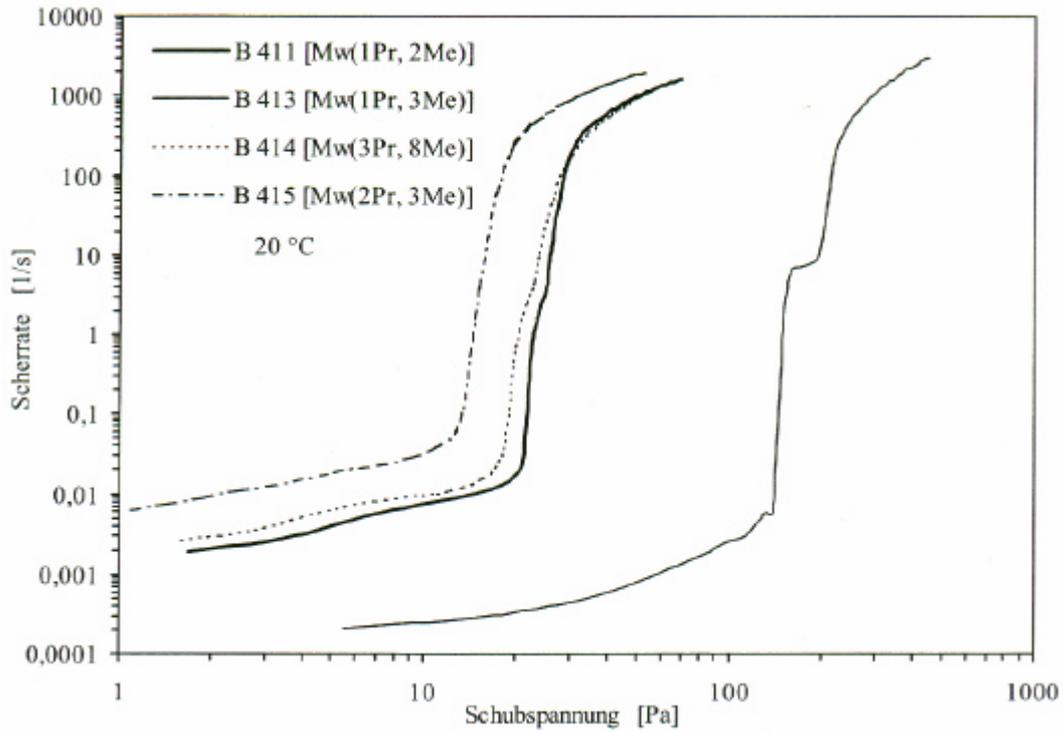
- 
- [15] Lewandowski, J.; Leitschuh, S.; Koss, V.: Schadstoffe im Boden, eine Einführung in Analytik und Bewertung. Springer Verlag, Berlin Heidelberg New York, 1997
- [16] Wille, Frank: Bodensanierungsverfahren, Grundlagen und Anwendungen, eine Auswahlhilfe für die Praxis. 1. Auflage; Vogel Buchverlag, Würzburg, 1993
- [17] Calmano, Wolfgang: Untersuchung und Bewertung von Sedimenten, Ökotoxikologische und chemische Testmethoden. Springer Verlag, Berlin, Heidelberg, New York, 2001
- [18] Pusch, G.; Rischmüller, H.; Weggen, K.: Die Energierohstoffe Erdöl und Erdgas, Vorkommen, Erschließung, Förderung. Ernst & Sohn Verlag, Berlin, 1994
- [19] Zogg, Martin: Wärme- und Stofftransportprozesse, Grundlagen und Einheitsoperationen der thermischen Verfahrenstechnik. 1. Auflage; Verlag Sauerländer, Aarau, 1983
- [20] Sattler, Klaus: Thermische Trennverfahren, Grundlagen, Auslegung, Apparate. Vogel-Verlag; Würzburg, 1979
- [21] Weiss, S. ; Militzer, K.-E.; Gramlich, K.: Thermische Verfahrenstechnik. Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie GmbH, Leipzig Stuttgart, 1993
- [22] Verein Deutscher Ingenieure: VDI-Wärmeatlas, Berechnungsblätter für den Wärmeübergang. 8. Auflage; Springer-Verlag, Berlin, Heidelberg, 1997
- [23] Mersmann, Alfons: Thermische Verfahrenstechnik. Springer Verlag, Berlin, Heidelberg, New York, 1980
- [24] Atkins, Peter: Physikalische Chemie. VCH Verlagsgesellschaft, Weinheim, 1990
- [25] Bockhardt, H.-D.; Güntzschel, P.; Poetschukat, A.: Grundlagen der Verfahrenstechnik für Ingenieure. 3. Auflage; Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie GmbH, Leipzig Stuttgart, 1992
- [26] Brink, K.; Fastert, G.; Ignatowitz, E.: Technische Mathematik und Datenauswertung für Laborberufe. 1. Auflage; Verlag Europa-Lehrmittel, Haan-Gruiten, 2002
- [27] Fritz, W.; Kern, H.: Umweltschutz Entsorgungstechnik, Reinigung von Abgasen. 2. Auflage; Vogel Buchverlag, Würzburg, 1990
- [28] Hemming, Werner: Verfahrenstechnik. 8. Auflage; Vogel Buchverlag; Würzburg, 1999
- [29] Paprotny, Lars: Diplomarbeit, Untersuchung der Einflussparameter bei der Dekontamination eines organisch belasteten Bodenwäscherückstandes in einem kontinuierlichen Dampfstripp-Verfahren. GKSS-Forschungszentrum, Juli 2000
- [30] Grassmann, P.; Widmer, F.; Sinn, H.-J.: Einführung in die Thermische Verfahrenstechnik. 3. Auflage; Wolter de Gruyter & Co., Berlin, New York, 1997

- 
- [31] Fulfs, Heino: Hydromechanische Demineralisierung von Hafensediment, Teil D: Untersuchungen zum Fließverhalten von Hafensedimenten. GKSS-Forschungszentrum Geesthacht GmbH, August 2002
- [32] Verein Deutscher Ingenieure: Arbeitsmappe für Mineralölingenieure. VDI-Verlag GmbH, Düsseldorf, 1951
- [33] Beitz, W.; Grote, K.-H.: Dubbel, Taschenbuch für den Maschinenbau. 19. Auflage; Springer-Verlag, Berlin, Heidelberg, New York, 2001
- [34] Wagner, W.; Dietzel, F.: Technische Wärmelehre. 8. Auflage; Vogel Buchverlag, Würzburg, 2001
- [35] Baucke, O.; Herwig, W.; Kreymann, W.: Kraftmaschinen, Pumpen, Verdichter, Kälteanlagen, Hebezeuge und Fördermittel. 2. Auflage; Verlag Handwerk und Technik, Hamburg, 1982
- [36] Merker, G. P.; Baumgarten, C.: Fluid- und Wärmetransport Strömungslehre. 1. Auflage; B.G. Teubner GmbH, Stuttgart, Leipzig, Wiesbaden, 2000
- [37] EKATO: Handbuch der Rührtechnik, Grundlagen, Auswahlkriterien, Anwendung. EKATO Rühr- und Mischtechnik GmbH, D-7860 Schopfheim, 1990
- [38] Heinz, Brauer: Grundlagen der Einphasen- und Mehrphasenströmungen. Verlag Sauerländer, Aarau und Frankfurt am Main, 1971
- [39] Bockhardt, H.-D.; Güntzschel, P.; Poetschukat, A.: Aufgabensammlung zur Verfahrenstechnik für Ingenieure. 3. Auflage; Deutscher Verlag für Grundstoffindustrie GmbH, Leipzig, Stuttgart, 1993

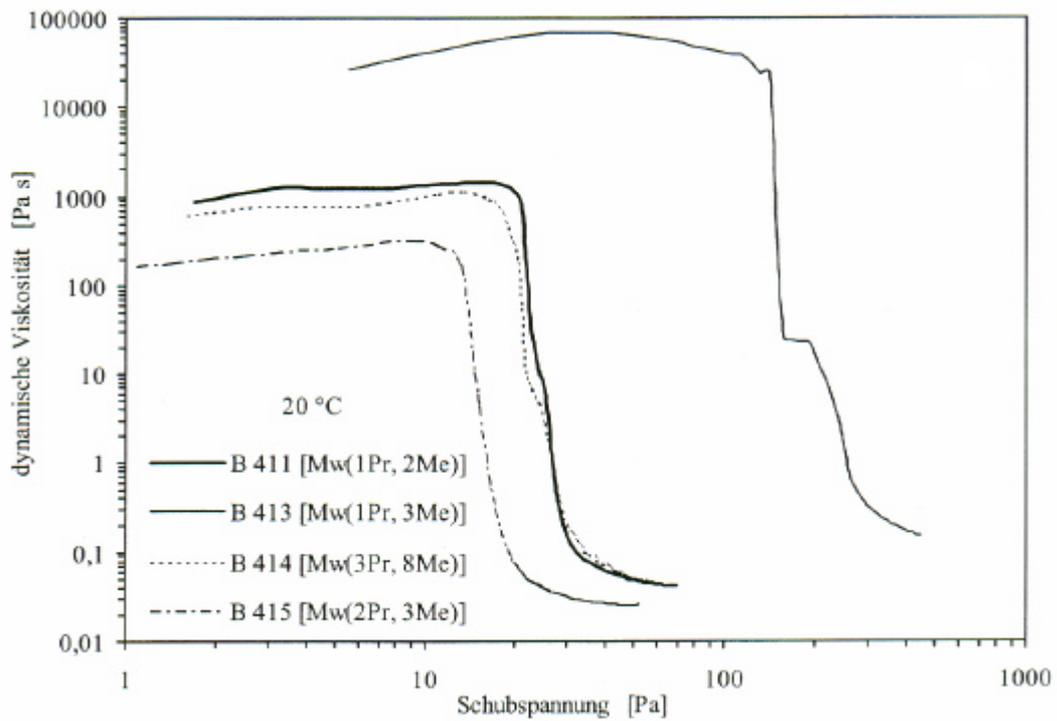
**Anhang**



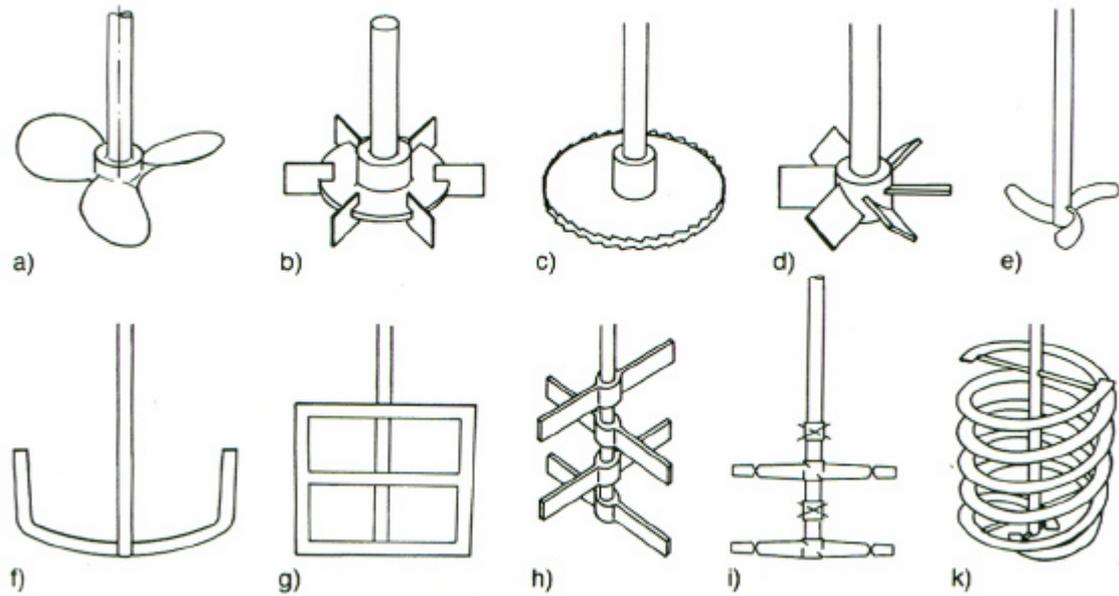
**Abbildung A-1: Stoffströme, Temperatur- und Druckbedingungen im GRR-Prozess.**



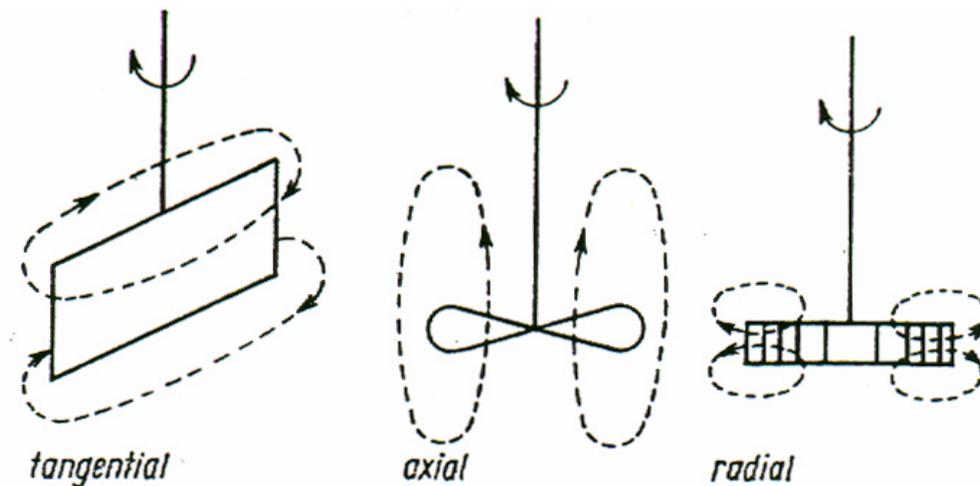
**Abbildung A-2:** Scherrate in Abhängigkeit der Schubspannung bei 20 °C (nach Fulfs [31]).



**Abbildung A-3:** Viskosität in Abhängigkeit der Schubspannung bei 20 °C (nach Fulfs [31]).



**Abbildung A-4:** Wichtige Rührerformen: a) Propellerrührer, b) Scheibenrührer, c) Zahnscheibenrührer, d) Schrägblattrührer, e) Impellerrührer, f) Ankerrührer, g) Gitterrührer, Blattrührer ohne Durchbrüche, h) Kreuzbalkenrührer, i) MIG-Rührer, k) Wendelrührer (nach [28]).

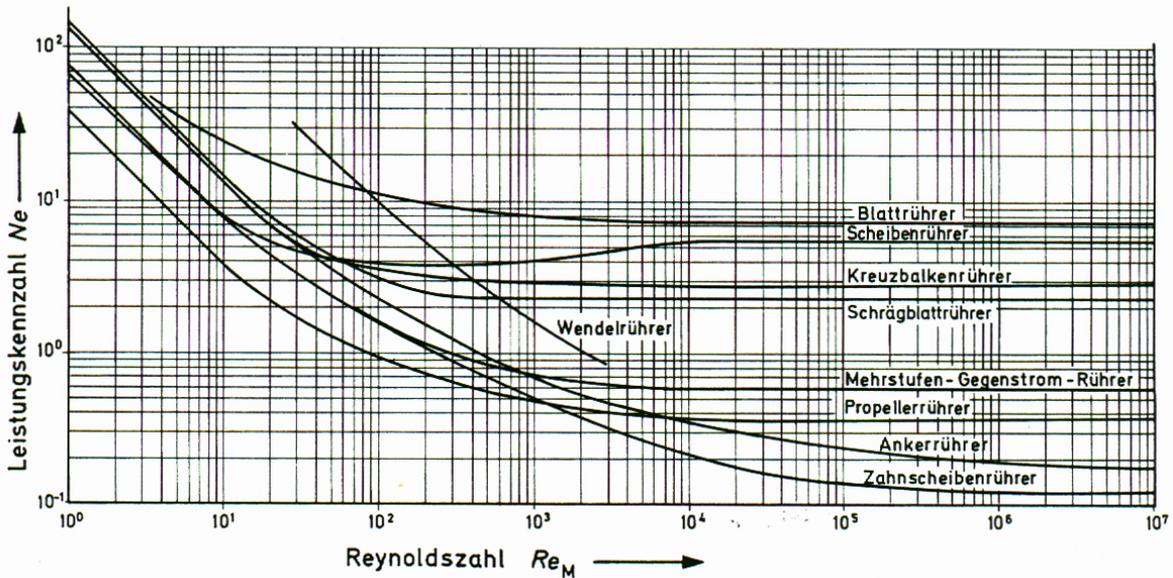


**Abbildung A-5:** Hauptstömungsformen von Rührern (nach [25]).

Rührorgan	Rührer- $\phi$	Boden- abstand $h_2/d_2$ <sup>1)</sup>	Umfangs- geschw. in m/s	Rührströmung		Viskosität in mPa s
	$d_2/d_1$ <sup>1)</sup>			Ansaugen	Austritt	
Propellerrührer	0,2 ... 0,4	0,1 ... 1,5	2 ... 15	axial	axial	< 500
Scheibenrührer	0,3 ... 0,4	1	2 ... 6	axial	radial	< 500
Zahnscheibe	0,2 ... 0,5	1 ... 2	10 ... 20	axial	radial	< 500
Schrägblattrührer	0,3 ... 0,4	0,5 ... 1	4 ... 10	axial	radial	< 500
Kreuzbalkenrührer	0,6 ... 0,9	0,15 ... 0,2	2 ... 6	axial	tangential	500 ... 5000
MIG-Rührer	0,7 ... 0,95	0,15	1,5 ... 8	axial	axial	500 ... 5000
Ankerrührer	0,9 ... 0,95	0,025	2 ... 6	axial	radial	5000... 50000
Wendelrührer	0,9 ... 0,9	0,01 ... 0,05	0,5 ... 1	axial	axial	5000... 50000
Gitterrührer	0,5 ... 0,7	0,2	2 ... 5	axial	tangential	500 ... 5000
Impellerrührer	0,5 ... 0,7	0,08 ... 0,18	3 ... 8	axial	radial	< 500

<sup>1)</sup> Geometriedaten aus Abbildung 5.3.1

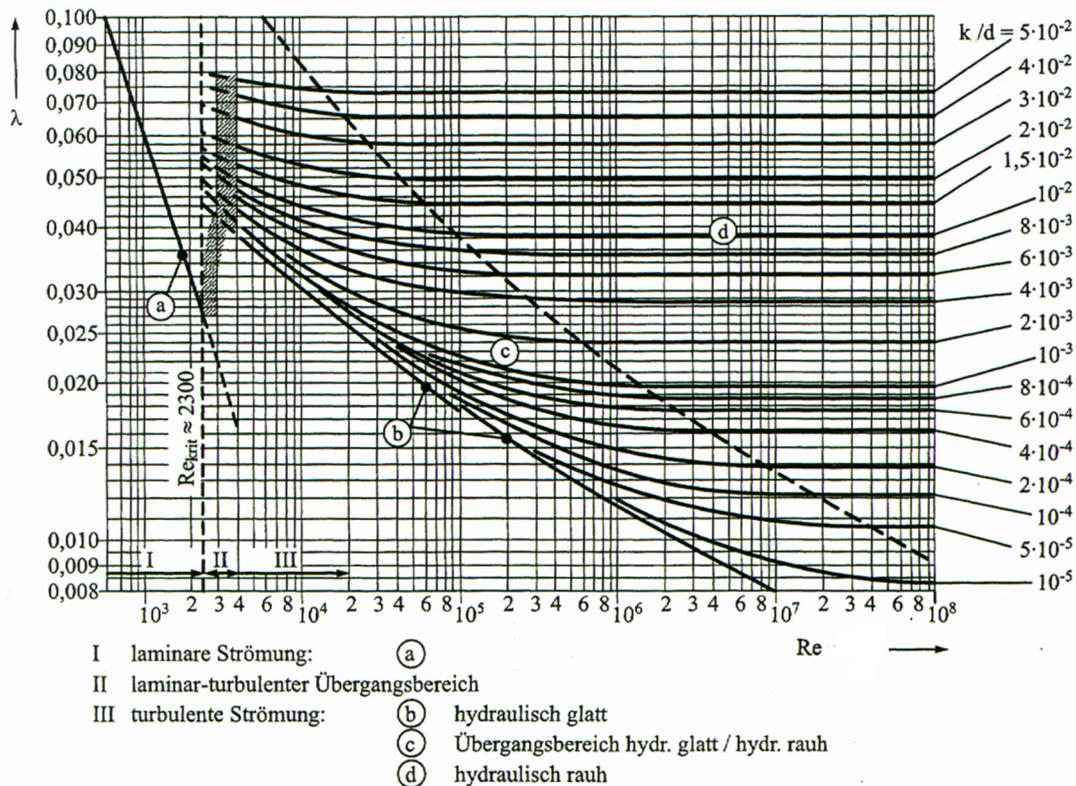
**Tabelle A-1:** Rührformen, Richtwerte (nach [28])



**Abbildung A-6:** Diagramm zur Bestimmung der Leistungskennzahl eines Rührers (nach [28])

Rührertyp	Mit Strombrecher		Ohne Strombrecher	
	$Re_M$	$C$	$Re_M$	$C$
Kreuzbalkenrührer	$5 \cdot 10^3 \dots 5 \cdot 10^4$	14	$10^3 \dots 10^5$	32
Gitterrührer	$5 \cdot 10^3 \dots 5 \cdot 10^4$	10	$10^3 \dots 10^5$	22
Blattrührer	$5 \cdot 10^3 \dots 5 \cdot 10^4$	8	$10^3 \dots 10^5$	18
Ankerrührer			$10^4 \dots 10^5$	50
Wendelrührer			1 ... 50	60
MIG-Rührer	$1 \cdot 10^4 \dots 5 \cdot 10^5$	15	$10^3 \dots 10^5$	50 ... 90
Scheibenrührer	$5 \cdot 10^3 \dots 10^5$	50		
Propellerrührer	$4 \cdot 10^4 \dots 10^5$	80		
Impellerrührer	$5 \cdot 10^4 \dots 10^5$	18	$5 \cdot 10^3 \dots 10^5$	30

**Tabelle A-2:** Durchmischungskennzahl  $C$  zur Bestimmung der Rührzeit (nach [28]).



**Abbildung A-7:** Moody-Diagramm zur Ermittlung der Rohrreibungszahl (nach [36]).

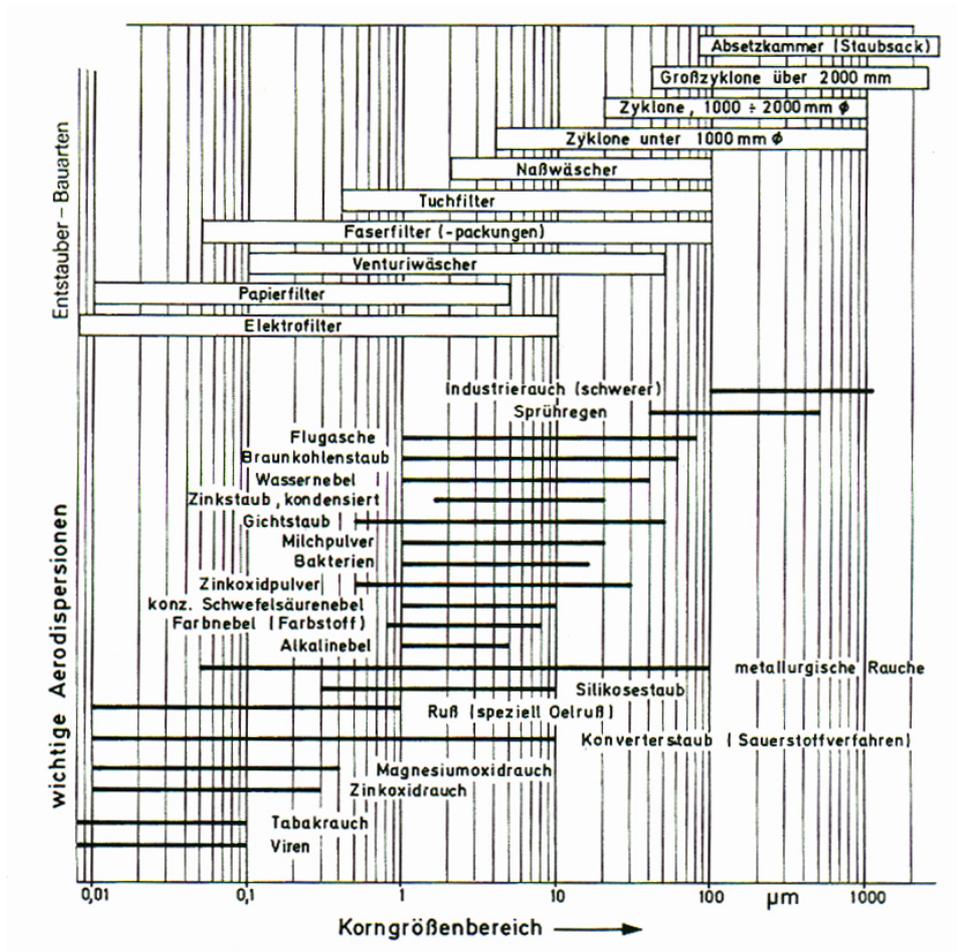


Abbildung A-8: Einsatzbereiche der Entstauberbauarten, Korngrößenbereiche der Aerodispersionen (nach [28])

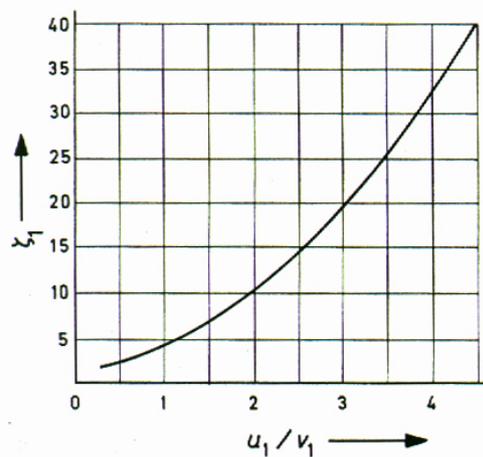
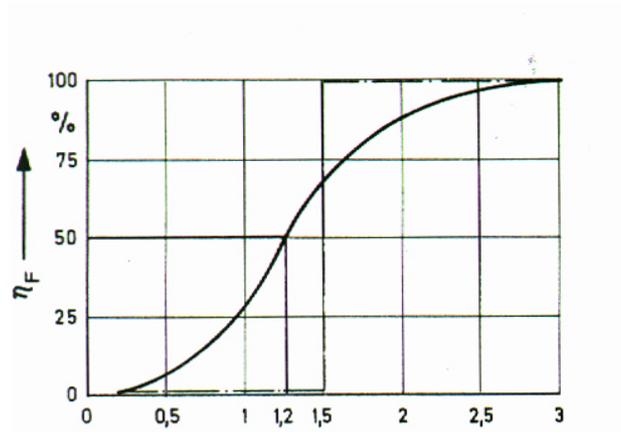
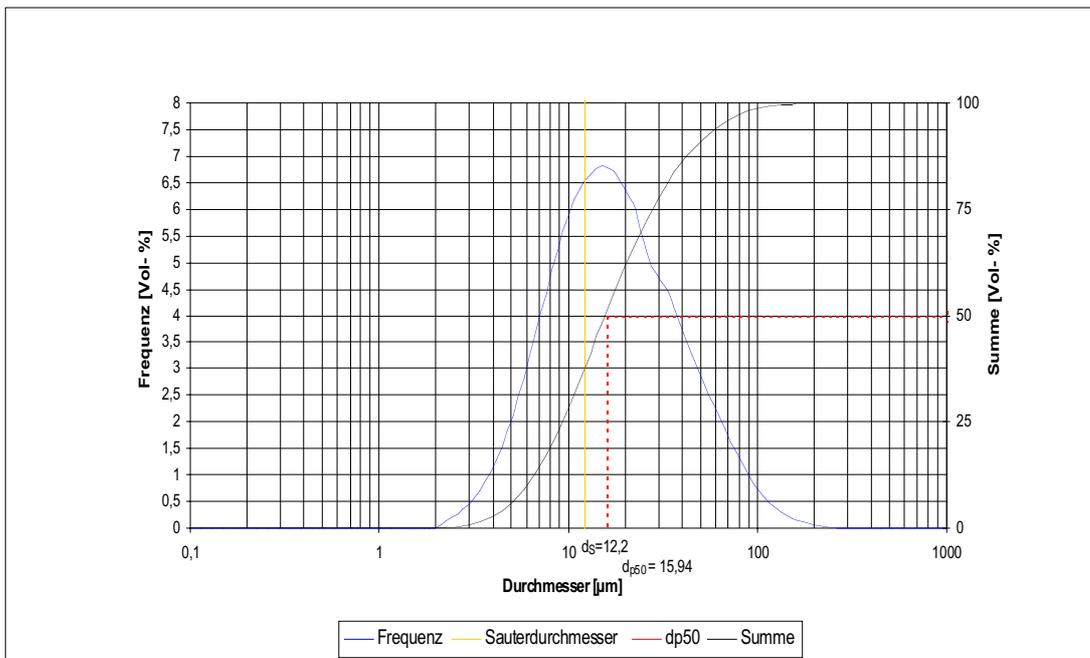


Abbildung A-9: Zyklon-Druckverlustbeiwert (nach [28]).



**Abbildung A-10:** Typische Fractionsentstaubungsgradkurve eines Tangentialzyklons ([28]).



**Abbildung A-11:** Korngrößenanalyse des Aufgabegutes (Probe B631, nach [10]).

## Umwandlung von Druckeinheiten

Einheit	Pa = N · m <sup>-2</sup>	bar	at = kp · cm <sup>-2</sup>	Torr	mm WS
1 Pa	1	1 · 10 <sup>-5</sup>	1,02 · 10 <sup>-5</sup>	0,75 · 10 <sup>-2</sup>	1,02 · 10 <sup>-1</sup>
1 bar	1 · 10 <sup>5</sup>	1	1,02	750	1,02 · 10 <sup>4</sup>
1 at	9,81 · 10 <sup>4</sup>	0,981	1	736	1 · 10 <sup>4</sup>
1 Torr	1,33 · 10 <sup>2</sup>	1,33 · 10 <sup>-3</sup>	1,36 · 10 <sup>-3</sup>	1	13,6
1 mm WS	9,81	9,81 · 10 <sup>-5</sup>	1 · 10 <sup>-4</sup>	0,736 · 10 <sup>-1</sup>	1

## Umwandlung von Energieeinheiten

Einheit	J = N · m = W · s	kpm	kcal	kW · h
1 J	1	0,102	2,39 · 10 <sup>-4</sup>	2,78 · 10 <sup>-7</sup>
1 kp · m	9,81	1	2,34 · 10 <sup>-3</sup>	2,72 · 10 <sup>-6</sup>
1 kcal	4,187 · 10 <sup>3</sup>	427	1	1,163 · 10 <sup>-3</sup>
1 kW · h	3,6 · 10 <sup>6</sup>	3,67 · 10 <sup>5</sup>	860	1

## Umwandlung von Leistungseinheiten

Einheit	W = J · s <sup>-1</sup> = N · m · s <sup>-1</sup>	kp · m · s <sup>-1</sup>	kcal · h <sup>-1</sup>
1 W	1	0,102	0,86
1 kp · m · s <sup>-1</sup>	9,81	1	8,43
1 kcal · h <sup>-1</sup>	1,16	0,1186	1

## Umwandlung von Einheiten der dynamischen Viskosität

Einheit	Pa · s	kp · s · m <sup>-2</sup>	kg · s <sup>-1</sup> · m <sup>-1</sup>	P
1 Pa · s	1	1,02 · 10 <sup>-1</sup>	1	10
1 kp · s · m <sup>-2</sup>	9,81	1	9,81	98,1
1 kg · s <sup>-1</sup> · m <sup>-1</sup>	1	1,02 · 10 <sup>-1</sup>	1	10
1 P	0,1	1,02 · 10 <sup>-2</sup>	0,1	1

## Umwandlung von Einheiten der kinematischen Viskosität

Einheit	m <sup>2</sup> · s <sup>-1</sup>	St
1 m <sup>2</sup> · s <sup>-1</sup>	1	10 <sup>4</sup>
1 St	10 <sup>-4</sup>	1

## Umwandlungsfaktoren in SI-Einheiten

Bezeichnung	CGS/MKS-Einheit	SI-Einheit
Kraft	1 kp	9,81 N = 9,81 kg · m · s <sup>-2</sup>
spezifische Wärmekapazität	1 kcal · kg <sup>-1</sup> · grd <sup>-1</sup>	4,187 kJ · kg <sup>-1</sup> · K <sup>-1</sup>
Wärmeleitfähigkeitskoeffizient	1 kcal · m <sup>-1</sup> · h <sup>-1</sup> · grd <sup>-1</sup>	1,163 W · m <sup>-1</sup> · K <sup>-1</sup>
Wärmeübergangskoeffizient	1 kcal · m <sup>-2</sup> · h <sup>-1</sup> · grd <sup>-1</sup>	1,163 W · m <sup>-2</sup> · K <sup>-1</sup>
Wärmedurchgangskoeffizient	1 kcal · m <sup>-2</sup> · h <sup>-1</sup> · grd <sup>-1</sup>	1,163 W · m <sup>-2</sup> · K <sup>-1</sup>

Tabelle A-3: Einheitsumrechnungen (nach [39]).

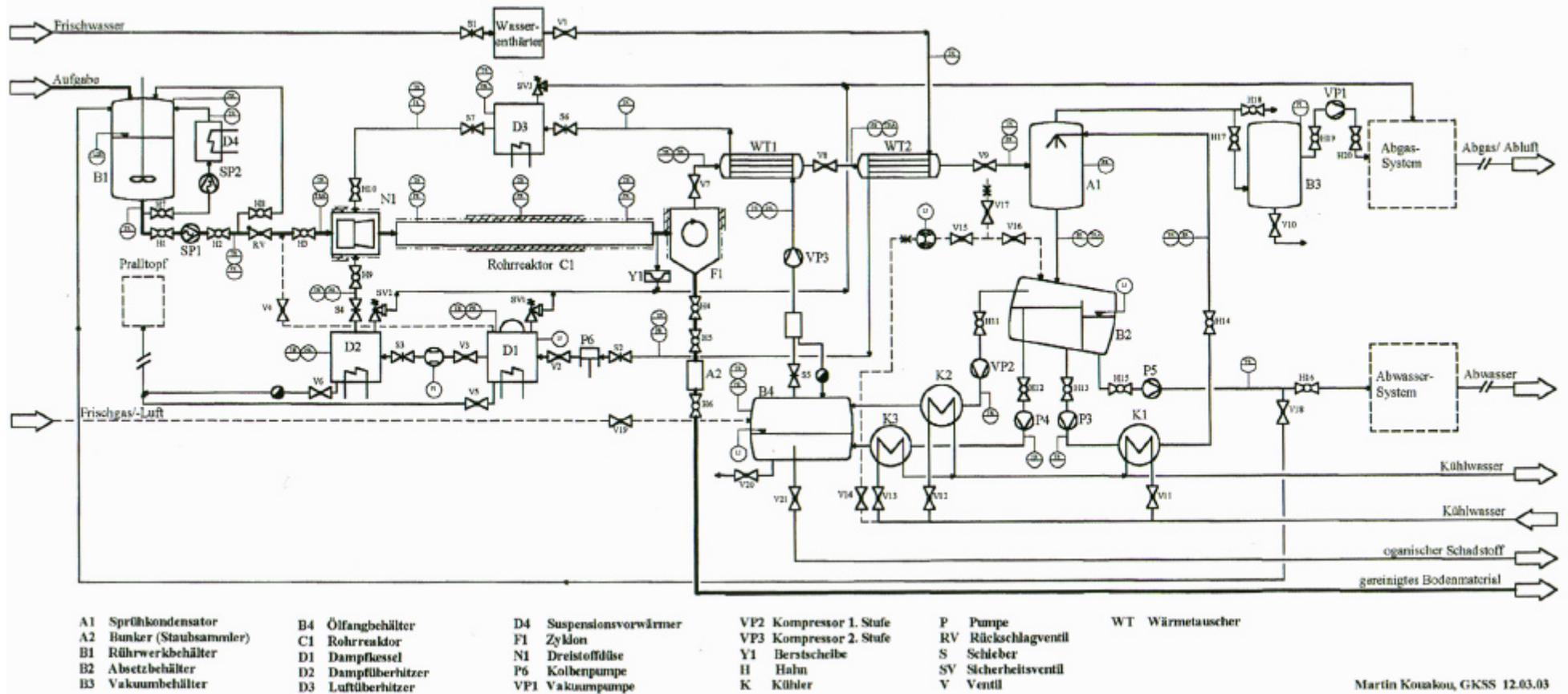


Abbildung A-12: Verfahrensfließbild der erweiterten GRR-Anlage.



## **Danksagung**

Diese Diplomarbeit entstand in der Abteilung Umwelttechnik (CUT) des Institutes für Chemie der GKSS-Forschungszentrums Geesthacht GmbH. An dieser Stelle richte ich einen herzlichen Dank an alle Mitarbeiter der GKSS, die zur Fertigstellung dieser Arbeit durch ihren Einsatz mitgewirkt haben.

Besonderer Dank gebührt Herrn Günter Luther (Abteilungsleiter CUT) für die hervorragende Betreuung dieser Arbeit. Die Wertlegung auf eine hohe Anforderung, die Diskussions- und Hilfsbereitschaft sowie die vielen Impulse und Anregungen haben zum Gelingen dieser Arbeit beigetragen.

Einen besonderen Dank richte ich auch an Herrn Prof. Dr. Martin Geweke für die große Hilfsbereitschaft, die Geduld und die scharfe wissenschaftliche Sicht dieser Arbeit.

Zum Schluß bedanke ich mich bei Frau Wiebke Wendelborn für ihre Unterstützung, Frau Ingrid Fuchs für das Korrekturlesen, meinen Eltern, die mir das Studium ermöglicht haben, und meinem Herrn und Freund Jesus für die Leitung dieser Arbeit.