

**ESI GMBH**  
ENERGIESPARENDE INVESTITIONEN

**„UNTERSUCHUNGEN ZUR MÖGLICHKEIT DER  
REDUZIERUNG VON FEGEDAMPFVERLUSTEN  
BEI DER THERMISCHEN ENTGASUNG VON  
KESSELSPEISEWASSER“**

**Abschlussbericht**

Das Vorhaben wurde gefördert durch die Deutsche Bundesstiftung Umwelt

AZ 15590

**Verfasser:**

Dr.-Ing. Georg F. Schu

Dipl.-Brm. Ulrich Jordan

Hallbergmoos, August 2001

**Projektkennblatt**



---

**Inhaltsverzeichnis**

Nr.	Bezeichnung	Seite
	Projektkennblatt.....	2
	Inhaltsverzeichnis .....	4
1	Verzeichnis der Tabellen .....	7
2	Verzeichnis der Abbildungen.....	8
3	Verzeichnis der Begriffe, Abkürzungen und Definitionen.....	10
4	Zusammenfassung .....	13
5	Einleitung.....	15
6	Hauptteil .....	18
6.1	Theorie der Speisewasseraufbereitung .....	18
6.1.1	Vorgaben an die Kesselspeisewasserqualität .....	18
6.1.2	Die thermische Entgasung von Kesselspeisewasser; Grundlagen und Ausführung .....	19
6.1.2.1	Physikalische Grundlagen.....	20
6.1.2.2	Aufbau der Entgasungsanlagen.....	22
6.1.3	Energiebedarf für die thermische Entgasung.....	27
6.2	Überprüfung von Praxisanlagen.....	28
6.2.1	Erläuterung des Versuchsaufbaus.....	29
6.2.2	Darstellung der Praxismessungen.....	34
6.2.2.1	Betrieb A .....	35
6.2.2.2	Betrieb B .....	36
6.2.2.3	Betrieb C .....	38
6.2.2.4	Betrieb D .....	39
6.2.2.5	Betrieb E .....	40
6.2.2.6	Betrieb F.....	42
6.2.2.7	Vereinfachte Messmethode und Ergebnisse aus anderen Anlagen .....	42
6.3	Beschreibung des Verfahrens Oxytherm® .....	45

---

6.4	Beschreibung der Pilotanlage.....	46
6.4.1	Peripherie.....	46
6.4.2	Einbindung.....	47
6.4.3	Mess- und Schaltschrank.....	48
6.5	Produktdesign .....	50
6.6	Beschreibung der verwendeten Mess- und Überwachungstechnik .....	55
6.6.1	O <sub>2</sub> -Spurenmessung.....	55
6.6.2	Datenlogger .....	56
6.6.3	Prozessvisualisierung mittels Interact .....	56
6.7	Einzuhaltende Randbedingungen.....	58
6.7.1	O <sub>2</sub> -Konzentration im Dampfraum.....	58
6.7.2	CO <sub>2</sub> -Konzentration im Dampfraum .....	59
6.8	Änderungen gegenüber der ursprünglichen Ausgangsbasis .....	59
6.8.1	Technische Änderungen .....	59
6.8.1.1	Neue CPU.....	59
6.8.1.2	Aufteilung der Anlage in zwei getrennte Schaltschränke.....	60
6.8.1.3	Einbau einer Aktivbelüftung für den Nassteil .....	60
6.8.1.4	Einbau von Trennverstärkern .....	60
6.8.2	Geänderte Untersuchungsmethoden .....	61
6.8.3	Änderungen in der Aufgabenstellung.....	62
6.8.4	Programmänderungen in der SPS.....	63
6.9	Durchgeführte Messreihen und Ergebnisse.....	66
6.9.1	Auswirkungen des angespeicherten Gasvolumens auf die Wasserqualität .....	66
6.9.2	Auswirkungen des Druckniveaus auf die Entgasungsleistung.....	68
6.9.3	Variable Öffnungszeiten des Brüdendampfventils .....	69
6.9.4	Öffnung des Brüdendampfventils in direkter Abhängigkeit der Konzentration von O <sub>2</sub> und CO <sub>2</sub> im Dampfraum .....	69
6.9.5	Steuerung der Anlage über den Brennstoffverbrauch .....	71
6.9.6	Steuerung der Anlage über den Speisewasserdurchsatz.....	73
6.9.7	Steuerung der Anlage ohne Online-Sauerstoffmessung .....	74
6.10	Grenzen der praktischen Nachweismöglichkeiten und theoretische Berechnungen.....	76
6.10.1	O <sub>2</sub> -Anreicherung bei herkömmlicher Fahrweise.....	77
6.10.2	O <sub>2</sub> -Anreicherung bei Einsatz Oxytherm .....	80

---

6.10.3	Berechnung des tatsächlichen Einsparpotentials bei gegebenen Betriebsbedingungen .....	81
6.11	Erkenntnisse aus anderen Anlagen und Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen .....	85
7	Fazit.....	89
8	Literaturverzeichnis .....	90

---

## 1 Verzeichnis der Tabellen

Nr.	Bezeichnung	Seite
	Tabelle 1: Richtwerte für die Speisewasserbeschaffenheit [TRD97] .....	19
	Tabelle 2: Rahmendaten Betrieb A.....	35
	Tabelle 3: Rahmendaten Betrieb B.....	36
	Tabelle 4: Rahmendaten Betrieb C.....	38
	Tabelle 5: Rahmendaten Betrieb D.....	39
	Tabelle 6: Rahmendaten Betrieb E.....	40
	Tabelle 7: Rahmendaten Betrieb F .....	42
	Tabelle 8: Versionsänderungen SPS-Programm.....	64

---

## 2 Verzeichnis der Abbildungen

Nr.	Bezeichnung	Seite
Abbildung 1:	Löslichkeit von Sauerstoff in Wasser gegen Luft [MAY83] .....	21
Abbildung 2:	Löslichkeit von CO <sub>2</sub> in Wasser gegen Luft [MAY83] .....	22
Abbildung 3:	Aufbau eines Rieselentgasers [GRÜ96] .....	24
Abbildung 4:	Schema eines Speisewasserbehälters mit aufgesetztem Entgaser [GRÜ96] .....	25
Abbildung 5:	Schema des Versuchsaufbaus .....	31
Abbildung 6:	O <sub>2</sub> -Gehalt in Abhängigkeit von der Brühdampfmenge .....	32
Abbildung 7:	Abhängigkeit des Sauerstoffgehaltes vom Entgaserdruck .....	33
Abbildung 8:	Brühdampfmassenstrom in Abhängigkeit vom Entgaserdruck .....	34
Abbildung 9:	Sauerstoffgehalt in Betrieb A .....	36
Abbildung 10:	Brühdampfmassenstrom in Abhängigkeit vom Entgaserdruck; Betrieb B...37	
Abbildung 11:	Ausschnitt einer Messwertaufzeichnung .....	41
Abbildung 12:	Fegedampfverlust als prozentuale Angabe der installierten Kesselleistung....	44
Abbildung 13:	Schaltschrank Pilotanlage .....	49
Abbildung 14:	Schaltschrank neu, geschlossen .....	51
Abbildung 15:	Schrank neu, offen .....	52
Abbildung 16:	Probenahmestrecke .....	54
Abbildung 17:	Sauerstoffanreicherung nach Verzicht auf Natriumsulfit-Dosierung .....	68
Abbildung 18:	Funktionsweise der Steuerung über die Konzentration .....	70
Abbildung 19:	Korrelation von Brennstoffverbrauch und Sauerstoffeintrag .....	73

---

Abbildung 20: Kapitalwertentwicklung verschiedener Anlagenversionen .....	75
Abbildung 21: Sauerstoffanreicherung im Entgaser, Fall 1.....	79
Abbildung 22: Sauerstoffanreicherung im Entgaser, Fall 2.....	80
Abbildung 23: Sauerstoffanreicherung bei Taktbetrieb.....	81
Abbildung 24: Einsparpotential in Abhängigkeit vom Weichwasseranteil und von den Volllaststunden .....	83
Abbildung 25: Einsparpotential in Abhängigkeit von Sauerstoffgehalt im Weichwasser und von der Kondensattemperatur.....	84

---

### 3 Verzeichnis der Begriffe, Abkürzungen und Definitionen

#### Einheiten

°C	Grad Celsius, gesetzliche Einheit der Temperatur
h	lat. Hora, Stunde
h/a	horae per anno, Stunden pro Jahr
kg	Kilogramm, Basiseinheit
t	Tonne = $10^3$ kg, gesetzliche Einheit des Gewichtes
kWh	Kilowattstunde = $3,6 \cdot 10^6$ J, gesetzliche Einheit der Energie
TWh	Terawattstunde = $10^9$ kWh
l	Liter = $10^{-3}$ m <sup>3</sup> , gesetzliche Einheit des Volumens
mm	Millimeter = $10^{-6}$ m, Basiseinheit der Länge
mA	Miliampere = $10^{-6}$ A, Basiseinheit der Stromstärke
%	Prozent = $10^{-2}$
‰	Promille = $10^{-3}$
ppm	parts per million, Millionstel = $10^{-6}$
ppb	parts per billion, Billionstel = $10^{-9}$
V	Volt, SI-Einheit für elektrische Spannung

---

**Begriffe, Abkürzungen, Definitionen**

CE-Zeichen	EG-Konformitätserklärung im Sinne der EG-Richtlinie Sicherheit von elektrischen Betriebsmitteln (Niederspannung) 73/23/EWG geändert durch 93/68/EWG
CO <sub>2</sub>	Kohlendioxid
CTC	Firmenname Softwarehersteller
DBU	Deutsche Bundesstiftung Umwelt
DTL	Firmenname für Data-Logger
ESI	ESI GmbH, Energiesparende Investitionen
Fegedampf	Gas-/Dampfgemisch, das bei der thermischen Entgasung abgeleitet wird (Synonym: Brüden, Abdampf)
Heizöl EL, HEL	Heizöl extraleicht
Heizöl S, HS	Schweröl
Hydrazin	chem. Sauerstoffbindemittel
Natriumsulfit	chem. Sauerstoffbindemittel
IGS	Ingenieurbüro Dr. <b>Georg Schu</b> für Energie- und Umwelttechnik
(Kessel-) Speisewasser	das dem Dampfkessel über die Speisepumpen zugeführte Wasser nach der thermischen Aufbereitung
Kondensatrückführquote	Anteil des Kondensates, das aus dem Betrieb zurückgeführt wird zum Kessel
MS Excel	Tabellenkalkulationsprogramm von Microsoft
N <sub>2</sub>	Stickstoff

---

Na <sub>2</sub> SO <sub>3</sub>	Natriumsulfit, Sauerstoffbindemittel
O <sub>2</sub>	Sauerstoff
OP3	Operation-Panel (Bedienpaneel) der Siemensfamilie
<b>Oxytherm</b> <sup>®</sup>	Markenname für das Verfahren zur Reduzierung der Fededampfverluste bei der thermischen Speisewasserentgasung
S7	SPS der Siemensfamilie
SPS	Speicherprogrammierbare Steuerung
TRD	Technische Richtlinien für Dampfkessel
VGB	Vereinigung der Großkraftwerksbetreiber e.V.
WTW	Wissenschaftlich-Technische Werkstätten GmbH
Zusatzspeisewasser	aufbereitetes (teil- oder vollentsalztes) Wasser zur Deckung von Dampf- und Kondensatverlusten

---

## 4 Zusammenfassung

Im Rahmen der Grundlagenforschung betreffend der thermischen Entgasung von Kesselspeisewasser wurden an verschiedenen Anlagen diverse Parameter ermittelt, messtechnisch aufgezeichnet und ausgewertet. Dies betraf vor allem Zusammenhänge zwischen Entgaserdruck/-temperatur, dosierten Sauerstoffbindemitteln, Fededampfvolumenstrom und Qualität des Kesselspeisewassers.

Um eine Möglichkeit zur Minimierung der Dampfverluste über eine geeignete Mess- und Regeltechnik zu erarbeiten und den resultierenden Dampfverlust zu minimieren, wurde eine Pilotanlage des Systems **Oxytherm**<sup>®</sup> im Kesselhaus der Bayerischen Staatsbrauerei Weiherstephan installiert. An dieser Anlage wurden Versuchsreihen gefahren, die zum Ziel hatten, die Steuerung und Regelung des Verfahrens zu visualisieren und Erkenntnisse über Optimierungsmaßnahmen zu erhalten. Ein weiterer Aspekt war, das Verfahren technologisch und technisch derart weiterzuentwickeln, dass die Anlage zur Serienreife geführt werden konnte. Die Entwicklung der Pilotanlage, die Durchführung von Messreihen und die Weiterentwicklung zur Marktreife wurden durch die Deutsche Bundesstiftung Umwelt (DBU) finanziell gefördert.

Die Grundlagenuntersuchungen brachten Erkenntnisse für die Ergänzung der unzulänglichen Angaben in der einschlägigen Fachliteratur.

Die Versuchsreihen an der Pilotanlage führten zu zahlreichen Korrekturen und damit zu einer deutlichen Verbesserung des ursprünglich angedachten Verfahrens, die Visualisierung des Verfahrensablaufes ermöglichte eine Optimierung des der Steuerung zu Grunde liegenden Programms. Im Laufe der Untersuchungen war es möglich, das Produkt **Oxytherm**<sup>®</sup> zur Serienreife weiterzuentwickeln.

Speziell um eine Wirtschaftlichkeit des Systems auch bei kleineren Kesselanlagen zu erreichen, ist geplant, eine Anlage mit eingeschränktem Funktionsumfang zu entwickeln. Ziel ist dabei, auf teure Messtechnikkomponenten zu verzichten und die Steuerung nur aufgrund der erkannten Zusammenhänge und von Hilfsgrößen (Temperaturen, Durchsätze) aufzubauen.

Die Untersuchungen wurden durchgeführt von der ESI GmbH, Energie-sparende Investitionen, Hallbergmoos, in Kooperation mit IGS, Ingenieurbüro für Energie- und Umwelttechnik, ebenfalls Hallbergmoos.

Gefördert wurde das Vorhaben von der Deutschen Bundesstiftung Umwelt unter dem Aktenzeichen 15590.

---

## 5 Einleitung

Das einer Dampfkesselanlage zugeführte Kesselspeisewasser muss den Technischen Richtlinien für Dampfkessel (TRD) nicht nur hinsichtlich des Salzgehaltes sondern auch in Bezug auf die gelösten Gase Sauerstoff und Kohlendioxid genügen. Das Verfahren der Wahl, um die unerwünschten Gase auszutreiben, ist die thermische Entgasung, die auch heute noch als Stand der Technik anzusehen ist. Durch Dampfzufuhr im Speisewasserbehälter wird das zugeführte Wasser (Kondensat und/oder Zusatzspeisewasser) auf 103 °C bis 108 °C (Ausnahme: Hochdruckentgasung) erwärmt. Mit zunehmender Temperatur sinkt die Löslichkeit von Gasen im Wasser und geht bei Siedetemperatur praktisch gegen Null. Die ausgekochten Gase werden über ein Ventil oder eine Lochscheibe in der Brüdenleitung über Dach in die Atmosphäre abgelassen. Dabei kommt die Strömung durch die Druckdifferenz zur Atmosphäre zustande. Die Gase werden gemeinsam mit Dampf, der sozusagen als Transportmedium fungiert, ausgetragen. Diese Dampf-/Gasmischung wird als Fegedampf, Schwaden oder Brüden bezeichnet.

Die Einstellung des Ventils bzw. die Wahl der Lochscheibe sollte vom Betriebsschlechtepunkt abhängig sein, da auch für diesen Fall die Betriebssicherheit bzw. die geforderte Speisewasserqualität gewährleistet sein muss. Diese Einstellung bleibt über die gesamte Betriebszeit konstant, obwohl in den meisten Fällen der Betriebszustand ständigen Schwankungen unterliegt (veränderliche Kessellast, schwankende Kondensatrückführquote). Insgesamt wird also über die Betriebszeit (meist 8.760 h/a) viel mehr Dampf aus dem System entlassen, als zur Abführung des ausgekochten Gases notwendig ist, was einen nennenswerten Energieverlust darstellt.

Bei einer durchschnittlichen Fegedampfmenge von 0,2 % der Kesselleistung und einer mittleren Kesselleistung von 4 t/h, bezogen auf die Bundesrepublik Deutschland (ca. 25.000 Kesselanlagen Gruppe 4) ergibt dies einen Energieverlust von > 1 TWh/a.

Umgerechnet auf Liter leichtes Heizöl ergibt dies eine Menge von rd. 100 Mio l/a, bzw. eine mögliche Umweltentlastung durch CO<sub>2</sub>-Emissionen von < 226.000 t/a. Der Abschätzung liegt die Annahme zu Grunde, dass der

---

Energiebedarf des produzierenden Gewerbes wie folgt gedeckt wird: Gas :  
HEL = 2 : 1. Deshalb wird mit einem gewichteten Emissionsfaktor für CO<sub>2</sub>  
in Höhe von 62 g/MJ gerechnet.

Ziel ist einerseits die Überprüfung und eine Ergänzung der bislang in der  
Fachliteratur vorliegenden Grundlagen zur thermischen Wasserentgasung,  
sowie die Reduzierung der bisherigen Verluste durch Einsatz von Mess-  
technik und der zugehörigen Steuerungskomponenten.

Statt der bisherigen statischen Einstellung des Brühdampfventils (stets  
geöffnet) soll der Fededampf zukünftig nur noch im Taktbetrieb aus dem  
System entlassen werden. Hierzu wird dem bestehenden Ventil oder der  
Lochscheibe ein Elektromagnetventil oder ein elektrisch angesteuertes  
Pneumatikventil nachgeschaltet, welches nur dann öffnet, wenn ein be-  
stimmter Betriebszustand in der Anlage erreicht wird. Als Schaltpunkte für  
das Öffnen des Ventils kann das im Entgaser und im Dampfraum des  
Speisewasserbehälters angesammelte Volumen an Gasen dienen oder  
indirekt die dort vorherrschende Konzentration an Sauerstoff und Kohlen-  
dioxid. Das Schließen des Ventils erfolgt entweder zeitgesteuert oder  
auch wieder über einen Schaltpunkt bei einer berechneten unteren Kon-  
zentrationsgrenze.

Für beide Möglichkeiten ist es notwendig, zunächst die tatsächliche Men-  
ge der eingebrachten Gase zu ermitteln. Hierzu wird im dem Entgaser zu-  
geführten Wasser der Gehalt an gelöstem Sauerstoff ermittelt und mit dem  
aktuellen Durchflusswert verrechnet. Eine speicherprogrammierbare Steu-  
erung (SPS) addiert aus diesen Daten laufend das aktuell eingebrachte  
und angespeicherte Volumen an Sauerstoff auf. Der Eintrag an Kohlendi-  
oxid wird nicht direkt gemessen, sondern über den Sauerstoffeintrag be-  
rechnet (freies CO<sub>2</sub>). Zusätzlich ist die Menge an CO<sub>2</sub> in die Berechnung  
mit einzubeziehen, die bei thermischen Prozessen im Speisewasserbehäl-  
ter aus Wasserinhaltsstoffen entstehen kann. Hierzu wird zunächst eine  
Wasseranalyse durchgeführt und auf dieser Basis ein Faktor ermittelt, der  
die Maximalmenge an gebundenem CO<sub>2</sub> berechnet.

Sowohl der Betrieb der Pilotanlage wie auch Messungen in anderen Kes-  
selhäusern sollten fundierte und erweiterte Erkenntnisse bringen, wie Ein-  
stellungen und Gegebenheiten unterschiedlicher Anlagen die Entgasung  
beeinflussen und wie diese optimiert werden kann.

Auch sollen Untersuchungen nicht nur die Qualität des Kesselspeisewassers sicherstellen, es sollen auch hinsichtlich Korrosionsgefahren Aussagen zu Sauerstoff- und CO<sub>2</sub>-Konzentrationen gemacht werden, um Schädigungen des Entgasers und des Speisewasserbehälters abwenden zu können.

Der theoretisch erstellte Funktionsplan der Anlage soll an einer Pilotanlage in die Praxis umgesetzt werden, die prinzipielle Wirksamkeit soll nachgewiesen werden.

Nachweis ist vor allem zu bringen über die tatsächliche Einsparungsrate und über die Sicherstellung der Qualität des Kesselspeisewassers.

Dabei sollte die Urversion der Pilotanlage technisch ständig weiterentwickelt werden, um letztlich ein serienreifes Produkt zu entwickeln. Hierbei sollten folgende Ziele erreicht werden:

- Technische Anlagensicherheit (CE-Zeichen)
- Störungsfreier Betrieb
- Geringer Wartungsaufwand
- Universelle Einsetzbarkeit
- Übersichtliche Bedienbarkeit der Anlage
- Robuste Ausführung (Aufstellungsort Kesselhaus)
- Standardisierte Bauteile/-gruppen
- Einfaches, klares Design

## 6 Hauptteil

Nachfolgend wird im einzelnen auf die theoretischen Grundlagen, die durchgeführten Messungen, die Aufzeichnungen im Anlagenbetrieb, notwendige theoretische Berechnungen und notwendige Änderungen während des Untersuchungszeitraums eingegangen.

### 6.1 Theorie der Speisewasseraufbereitung

Zunächst sollen die theoretischen Grundlagen kurz umrissen werden, die für das gesamte Projekt Gültigkeit besitzen.

#### 6.1.1 Vorgaben an die Kesselspeisewasserqualität

Rohwasser bzw. nicht aufbereitetes Wasser kann zu schweren Schädigungen der Kesselanlage, zu längeren Ausfallzeiten bis hin zum Stillstand der Anlage führen. Ziel der Kesselwasseraufbereitung ist es, einen umfassenden Schutz der Kesselanlagen vor Ablagerungen und Korrosionen sicherzustellen.

Der im Kesselbereich verwendete Werkstoff ist Kesselblech, der wasser- und dampfseitig durch Inhaltsstoffe des Wassers, wie z.B. gelöste Salze, Gase, organische Verbindungen oder Feststoffe, der Gefahr von Korrosionen ausgesetzt ist. Die Technischen Überwachungsvereine (TÜV) und die Vereinigung der Großkraftwerksbetreiber e.V. (VGB) haben jeweils Regeln über die zulässige Beschaffenheit von Kessel- und Speisewasser festgelegt. Die in Abhängigkeit zur Kesselbauart und Druckstufe einzuhaltenden Richtwerte sollen eine betriebssichere Fahrweise garantieren. Für Dampferzeuger der Gruppe IV (Durchlauf-, Umlaufdampferzeuger und Großraumwasserkessel) sind die Anforderungen in der TRD 611 festgelegt.

Diese TRD ist in *Tabelle 1: Richtwerte für die Speisewasserbeschaffenheit* hinterlegt.

Richtwerte für die Speisewasserbeschaffenheit								
Vorbedingung		Großwasserraumkessel				Umlaufkessel		
		salzhaltig		salzfrei		salzhaltig		salzfrei
Betriebsüberdruck	bar	≤ 1	> 1-22	> 22-68	≤ 68	≤ 44	> 44-68	> 68
Allgemeine Anforderungen	klar, farblos, frei von ungelösten Stoffen							
pH-Wert bei 25 °C		9,0-9,3	9,0-9,3	9,0-9,3	9,0-9,3	9,0-9,3	9,0-9,3	9,0-9,3
Leitfähigkeit bei 25 °C	µS/cm	nur Richtwerte für Kesselwasser				nur Richtwerte für		
Summe Erdalkalien (Ca <sup>2+</sup> + Mg <sup>2+</sup> )	mmol/l	< 0,015	< 0,01	< 0,01	-	< 0,01	< 0,01	-
Gesamthärte	°dH	< 0,1	< 0,05	< 0,05	-	< 0,05	< 0,05	-
Sauerstoff (O <sub>2</sub> )	mg/l	< 0,1	< 0,02	< 0,02	< 0,1	< 0,02	< 0,02	< 0,1
Kohlensäure (CO <sub>2</sub> ) gebunden	mg/l	< 25	< 25	< 15	-	< 25	< 15	-
Eisen (Fe), gesamt	mg/l	-	< 0,05	< 0,03	< 0,02	< 0,05	< 0,03	< 0,02
Kupfer (Cu), gesamt	mg/l	-	< 0,01	< 0,005	< 0,003	< 0,01	< 0,005	< 0,003
Kieselsäure (SiO <sub>2</sub> )	mg/l	nur Richtwerte für Kesselwasser maßgebend			< 0,02	nur Richtw. für Kesselw. maßgebend		< 0,02
Oxidierbarkeit KMnO <sub>4</sub> -Verbrauch	mg/l	< 10	< 10	< 10	< 3	< 10	< 10	< 3
Öl, Fett	mg/l	< 3	< 1	< 1	n.n.	< 1	< 1	n.n.

Tabelle 1: Richtwerte für die Speisewasserbeschaffenheit [TRD97]

Kohlendioxid und Sauerstoff führen beim Überschreiten bestimmter Grenzwerte zu Korrosionen im Dampfkessel und im Dampf- und Kondensatkreislauf, somit müssen diese Stoffe weitmöglichst, mindestens aber bis zu den festgelegten Grenzwerten aus dem Kesselspeisewasser entfernt werden. Möglichkeiten sind die chemische Bindung bzw. Neutralisation und eine Entgasung. Als Verfahren der Wahl und Stand der Technik kann die thermische Entgasung bezeichnet werden.

### 6.1.2 Die thermische Entgasung von Kesselspeisewasser; Grundlagen und Ausführung

In thermischen Entgasern werden korrosive Gase aus dem Kesselspeisewasser ausgetrieben. Diese sind hauptsächlich Sauerstoff und Kohlendioxid.

Am gebräuchlichsten sind Niederdruckrieselentgaser mit Betriebstemperaturen <120 °C bei einem Betriebsüberdruck <1,0 bar. Im allgemeinen werden diese mit Betriebsdrücken von etwa 1,2 bis 1,3 bar entsprechend ca. 104 °C bis 106 °C betrieben. Bei diesen Temperaturen oberhalb des atmosphärischen Siedepunktes wird der Restsauerstoffgehalt entsprechend

den Richtlinien für Kesselspeisewasser nach TRD und TÜV <0,02 mg/l erreicht.

Unterschreitet die Speisewassertemperatur 100°C, liegt nur eine Teilentgasung vor, die üblicherweise bei konstanten Temperaturen >80°C stattfindet. In diesem Fall ist die Dosierung chemischer Sauerstoffbindemittel zur Bindung des Restsauerstoffes zwingend erforderlich.

### 6.1.2.1 Physikalische Grundlagen

Die thermische Entgasung basiert darauf, dass die Löslichkeit von Gasen in Wasser mit steigender Temperatur sinkt und bei Siedetemperatur gegen Null geht.

Nach dem Gesetz von Henry löst sich ein Gas in einer Flüssigkeit, bis sich zwischen der gasförmigen und der flüssigen Phase ein Gleichgewichtszustand in Abhängigkeit von Druck und Temperatur einstellt.

$$c_s = k_s \cdot p_t \quad [\text{HLB69}]$$

mit:  $c_s$  = Sättigungskonzentration

$k_s$  = temperaturabhängiger Löslichkeitskoeffizient

$p_t$  = Partialdruck des Gases in Kontakt mit der Flüssigkeit

Diese Gleichung gilt nicht nur bei Atmosphärendruck, sondern lässt sich auch auf andere Druckverhältnisse, wie sie im Entgaser vorherrschen, übertragen.

Der Partialdruck eines Gases errechnet sich aus seinem Volumenanteil im Gasgemisch mal dem herrschenden Druck des Gemisches (i. d. R. dem Luftdruck). Über der Flüssigkeitsoberfläche steht dem Luftdruck allerdings der temperaturabhängige Dampfdruck der Flüssigkeit entgegen und muss rechnerisch abgezogen werden.

So errechnet sich beispielsweise der Partialdruck von Sauerstoff in Luftatmosphäre (20,95 % Sauerstoff) nach der Formel

$$p_{\text{O}_2}(\text{T}) = 0,2095 \cdot (p_L - p_w(\text{T})) \quad [\text{HLB69}]$$

mit:

$p_{O_2}$  = Partialdruck von Sauerstoff

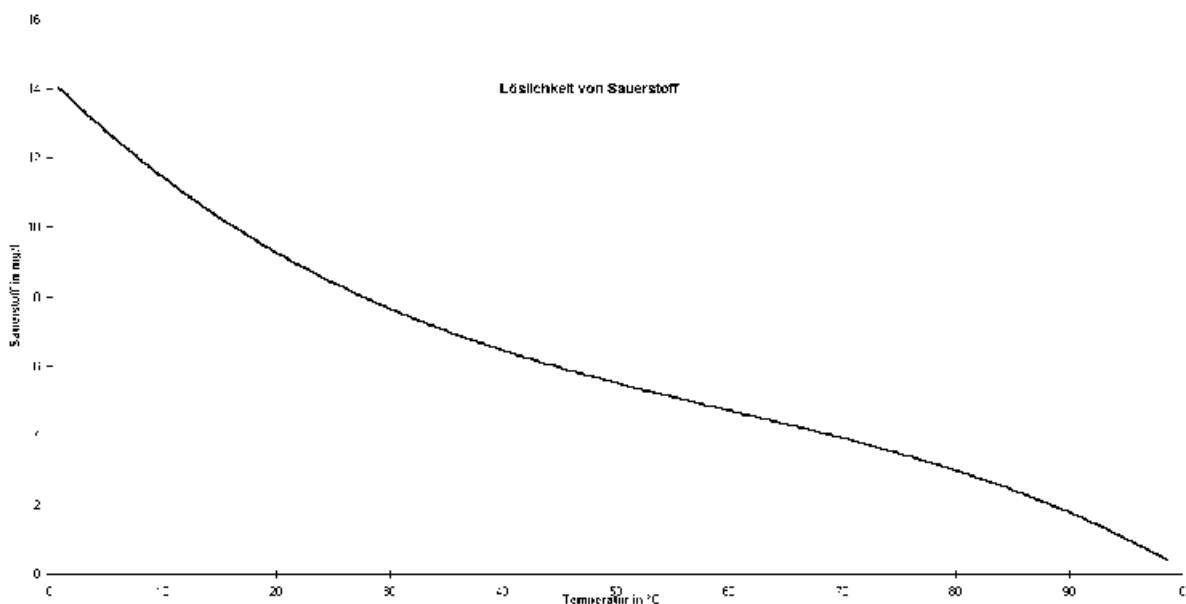
$p_L$  = Luftdruck

$p_W$  = Dampfdruck der Flüssigkeit

wobei (T) temperaturabhängige Größen bedeutet.

Mit zunehmender Temperatur steigt der Dampfdruck jeder Flüssigkeit an, bis er am Siedepunkt gleich dem herrschenden Luftdruck ist [TBP91]. Man erkennt also, dass über einer siedenden Flüssigkeitsoberfläche auch der Partialdruck der jeweiligen Gase und somit die Sättigungskonzentration in der Flüssigkeit gleich Null ist.

In *Abbildung 1: Löslichkeit von Sauerstoff in Wasser gegen Luft* [MAY83] ist die Löslichkeit für Sauerstoff in Wasser über der Temperatur bei Atmosphärendruck aufgetragen. Die entsprechende Kurve für CO<sub>2</sub> findet sich in *Abbildung 2: Löslichkeit von CO<sub>2</sub> in Wasser gegen Luft*. [MAY83]



**Abbildung 1: Löslichkeit von Sauerstoff in Wasser gegen Luft** [MAY83]

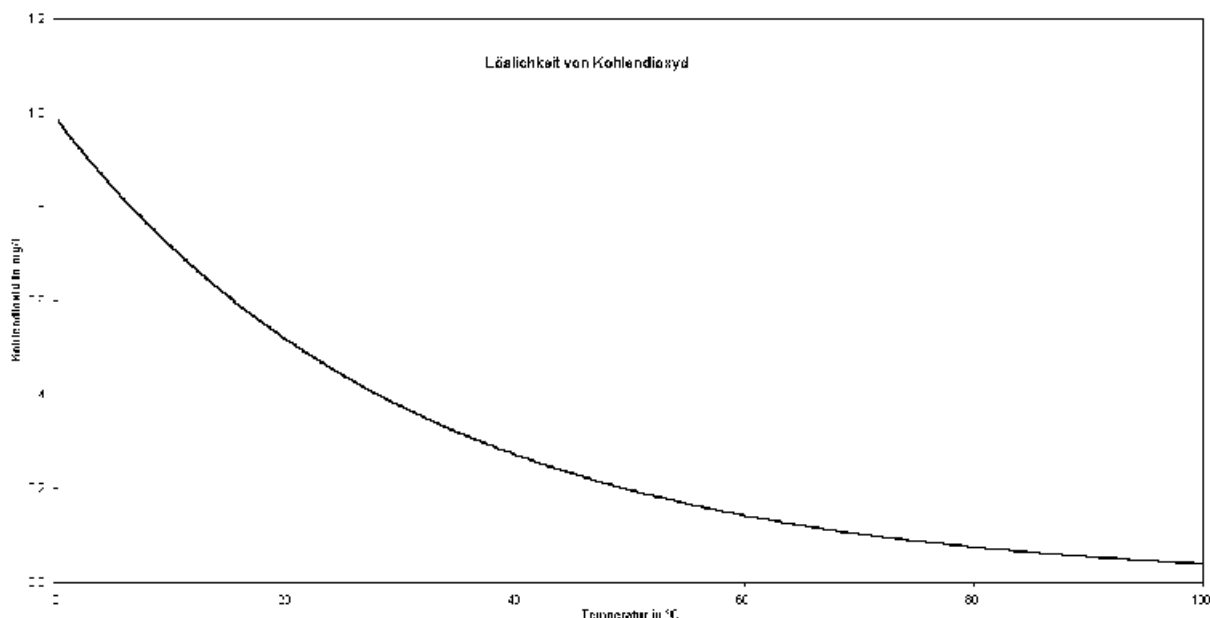


Abbildung 2: Löslichkeit von CO<sub>2</sub> in Wasser gegen Luft [MAY83]

Wenn das Wasser mit Luft in Verbindung steht, sind z.B. bei einer Temperatur von 20 °C 9 mg/l Sauerstoff gelöst. Wird die Temperatur auf 60 °C erhöht, verringert sich der Anteil des Sauerstoffs auf ca. 4,5 mg/l. Bei Erreichen der Siedetemperatur ist die Löslichkeit gleich Null. Das gleiche gilt analog für Kohlendioxid.

#### 6.1.2.2 Aufbau der Entgasungsanlagen

Bei der thermischen Vollentgasung werden gelöster Sauerstoff und Kohlendioxid nahezu vollständig ausgekocht. Um zu gewährleisten, dass diese Gase abgeführt werden, ist eine gewisse Menge an Dampf als Transportmittel notwendig. Diesen Dampfstrom, der in die Atmosphäre entweicht, nennt man z.B. Fededampf oder Brüden.

Aufgabe der Entgasung ist es, das bestehende Gleichgewicht des Sättigungszustandes laufend zu stören, damit ständig Dampf in die Dampfphase übertritt, um den Gleichgewichtszustand wieder herzustellen. Diese Störung wird durch den Entgaserdampf verursacht. Die Bildung von Gasblasen und die Diffusion der Gasanteile vom Lösungsmedium (Wasser) in das Entgasermedium (Dampf) sind die beiden entscheidenden Vorgänge bei der Entgasung. Gasblasen können sich in einer Flüssigkeit nur bilden, wenn die Summe der Partialdrücke aller gelösten Gase und des Wasserdampfes größer oder gleich dem Druck im Inneren der Lösung ist. Für die

Diffusion der Teilchen muss für eine möglichst große Phasengrenze zwischen den Medien gesorgt werden.

In der Nähe des Siedepunktes wird es daher zu einer intensiven Gasbildung kommen, wobei beim Sieden nur eine wenige Millimeter dicke Schicht des Wassers an der Wasseroberfläche direkt an diesem Prozess beteiligt ist. Durch den im Entgaser aufrecht erhaltenen Überdruck wird eine vollständige Entgasung verhindert. Durch eine dauernde Bewegung (durch Zuführen von Dampf) kann eine gleichmäßige Verteilung der beiden Medien erreicht und eine vollständige Entgasung erzielt werden. Die tieferliegenden Wasserschichten gelangen an die Oberfläche und kommen dort ebenfalls zum Sieden.

Entscheidend ist es, eine möglichst große Oberfläche zu schaffen. In der Regel geschieht dies durch eine Feinverteilung des Wassers über Düsen oder durch Verrieseln des Wassers über entsprechende Einbauten im Entgaser.

### **Aufbau eines Rieselentgasers**

In einer vertikalen Anordnung sind üblicherweise freischwingende Rieselteller untereinander und zu einer Kaskadeneinheit verschraubt angeordnet. Das zu entgasende Kesselspeisewasser, Zusatzspeisewasser oder eine Mischung aus Zusatzspeisewasser und Kondensat, wird exzentrisch über einen Zulaufstutzen in den Entgaserdom eingebracht und über eine gelochte Verteileinrichtung nach unten auf die nachgeordneten Rieselteller geleitet. Im Gegenstrom wird Dampf zugeführt, um das Speisewasser auf die gewünschte Temperatur zu bringen, die Sättigungstemperatur, die dem Druck im Entgaser entspricht.

Die ausgekochten Gase werden über eine Brüdenleitung am Kopf des Entgaserdoms über das Brüdenventil abgeleitet.

In *Abbildung 3: Aufbau eines Rieselentgasers* [GRÜ96] ist der schematische Aufbau einer solchen Apparatur dargestellt.

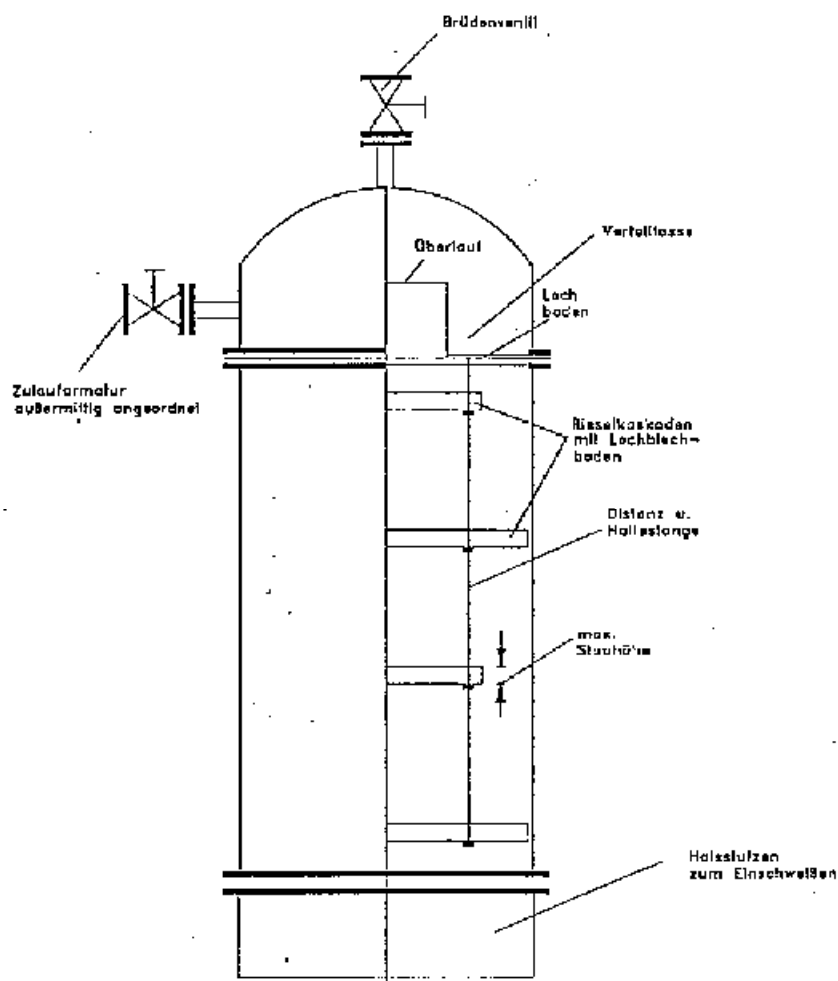


Abbildung 3: Aufbau eines Rieselentgasers [GRÜ96]

Bei richtig ausgelegten Entgasern sorgt eine kontinuierlich aufrecht erhaltene Entgasungstemperatur dafür, dass auf zusätzliche chemische Sauerstoffbindemittel weitgehend verzichtet werden kann.

Die Größe eines thermischen Entgasers wird von der Kesselleistung bestimmt. Die thermische Auslegung richtet sich nach der Mischwassereintrittstemperatur aus Zusatzspeisewasser und Kondensat. Entsprechend dieser Temperatur wird die Anzahl der aufzuwendenden Rieselteller und der Abstand der Rieselteller zueinander berechnet. Je nach eingestellter Fallhöhe ergibt sich die Verweilzeit des Wassers im Entgaser.

Die Kontaktoberfläche zwischen dem eintretenden Wasser und dem Dampf wird von der Anzahl der Teller und der Geschwindigkeit des eintretenden Dampfes bestimmt.



ten und die Pumpe kann sogar völlig durch eintretende Erosionen zerstört werden.

Um das zu vermeiden, wird der Speisewasserbehälter üblicherweise einige Meter oberhalb der Speisepumpe installiert. Je Meter Zulaufhöhe steigt der Druck im Speisewasserbehälter und an der Pumpe um 0,1 bar an. Bei ausreichender Zulaufhöhe kann damit das Wasser am Eintritt der Pumpe nicht mehr verdampfen und die Kavitationsgefahr ist somit beseitigt.

Neuerdings sind auch ebenerdig aufgestellte Speisewasserbehälter am Markt. Die Kesselspeisepumpen müssen dann selbstansaugend sein.

Das Kesselspeisewasser muss im Speisewasserbehälter vor Eintritt in den Kessel vorgewärmt werden. Hierzu wird Dampf von der Kesselanlage entnommen, im Druck reduziert und unterhalb des Wasserspiegels in den Speisewasserbehälter eingebracht. Hierdurch kann der Behälterinhalt beim Anfahren sehr schnell auf Betriebstemperatur gebracht und im Betrieb auf dieser gehalten werden. Ein Sicherheitsventil im Kopfraum des Speisewasserbehälters oder eine Wasserschleife sorgt für die Einhaltung des zulässigen Drucks im Behälter.

Gleichzeitig wird durch die Aufheizung des Behälterinhalts auf Siedetemperaturen von etwa 104 °C das Kesselspeisewasser entgast. Die Aufheizregelung wird meist über eine membrangesteuerte Dampfdruckregelung vorgenommen (Druckbereich ca. 0,2 bis 0,4 barü). Damit ist die optimale Entgasungstemperatur sichergestellt. Ferner wird durch diese Vorrichtung erreicht, dass das zur Kesselanlage geförderte Speisewasser frei von Korrosion verursachenden Gasen ist.

Durch die Anlagenauslegung (Entgaser oberhalb des Speisewasserbehälters) wird erreicht, dass von der Speisepumpe der Kesselanlage nur bereits vollständig entgastes Wasser angesaugt wird und dass für das über den Entgaser eingespeiste Wasser eine ausreichende Verweilzeit im Entgaser und im darunter befindlichen Behälter sichergestellt ist.

Der in den Speisewasserbehälter eingebrachte Dampf hat zugleich die Aufgabe, das Speisewasser auf Temperatur zu halten, den Entgaser mit Dampf zu beschicken und das neu hinzukommende Zusatzspeisewasser oder Kondensat oder eine Mischung aus beiden Medien zu entgasen.

Durch ein ausreichendes Puffervolumen im Speisewasserbehälter wird der Kesselbetrieb bis zur ersten Kondensatrückführung sichergestellt. Mittels einer Niveauregelung am Speisewasserbehälter kann die Sicherstellung der Speisewasservorlage auch bei diskontinuierlicher Kondensatrückführung relativ einfach vorgenommen werden.

### **6.1.3 Energiebedarf für die thermische Entgasung**

Durch den Massenstrom an Brühdampf muss gewährleistet werden, dass die im Entgaser und Speisewasserbehälter freigesetzten Gase ausgetrieben werden. Diese Brühdampfmenge sollte jedoch so gering wie möglich sein, da sie einen Verlust darstellt.

Je nach Auslegung, Dimensionierung und Betriebsweise liegen unterschiedliche Verhältnisse vor. Für die Einstellung der Anlagen begeben sich die Anlagenbauer deshalb auf die "sichere Seite".

Auch in der Literatur finden sich nur wenige verlässliche Angaben, welcher Volumenstrom an Brühdampf tatsächlich notwendig wäre. Entscheidend ist hierbei der Sauerstoffgehalt im Kesselspeisewasser.

Die Einstellung des Brühdampfventils erfolgt je nach Anlagenhersteller in der Praxis nach folgenden empirisch ermittelten Faustformeln.

- Brühdampfmenge = 0,5 % der Kesselleistung
- Brühdampfmenge = 3 % der Entgaserleistung
- Brühdampfmenge = 5 % der dem Entgaser zugeführten Dampfmenge
- Eine Handbreit nach Gasaustritt muss eine deutliche Dampffahne zu sehen sein.

Alle Einstellungen haben in etwa das gleiche Ergebnis zur Folge. Bei einem Dampfkessel mit einer Leistung von 10 t/h sollte die Brühdampfmenge 50 kg/h nicht überschreiten.

Eine präzise Einstellung des Brühdampfvolumenstroms kann kaum realisiert werden, da:

- der Entgaser üblicherweise für Vollastbetrieb eingeregelt wird, im täglichen Betrieb unterliegt er aber meist erheblichen Lastschwankungen. Das Handregelventil verbleibt in der einmal festgelegten Stellung und es erfolgt keine Anpassung an die jeweiligen Betriebsbedingungen.
- Die subjektive Einstellung anhand der sichtbaren Dampfahne lässt die meteorologischen Bedingungen außer Acht und ist damit das ungünstigste Verfahren, den Brühdampfstrom sachgerecht einzustellen.

Ausgehend von den aufgeführten Anhaltswerten ergibt sich eine stündliche Menge an Brühdampf von 3 bis 5 kg pro Tonne installierte Dampfleistung im Leistungsbereich von Großwasserraumkesseln.

Da thermische Entgaser im Regelfall zwischen 103 °C und 108 °C gefahren werden, resultiert eine spezifische Erzeugungsenthalpie des Verlustdampfes von 2.620 kJ/kg (Aufheizen von 15 °C und Verdampfung des Wassers bei 105 °C). Um diese Verluste im System wieder auszugleichen, wird kaltes Zusatzspeisewasser nachgefördert, welches in der Regel mit Temperaturen zwischen 15 und 20 °C eingebracht wird.

Bei einer ganzjährigen Betriebszeit des Entgasers (8.760 Stunden/Jahr) und einem Jahreswirkungsgrad der Kesselanlage von 75 % bedeutet dies, dass pro Tonne installierte Dampfleistung eine Energiemenge zwischen 91 und 152 GJ für den Brühdampf aus der thermischen Entgasung aufgebracht werden muss. Umgerechnet auf den Einsatz von Heizöl EL bedeutet dies eine Brennstoffmenge zwischen 2.510 und 4.180 l/a bzw. entspricht einer Emission an Kohlendioxid von rd. 6,7 bis 11,1 t/a.

## **6.2 Überprüfung von Praxisanlagen**

Um Grundlagen über die Einstellung von Entgaseranlagen in der Praxis zu gewinnen, wurden unterschiedliche Anlagen untersucht.

---

### 6.2.1 Erläuterung des Versuchsaufbaus

Der aus dem Entgaser austretende Dampf stellt für den Betreiber der Kesselanlage einen Verlust dar. Dieser ist abhängig von der Kesselgröße sowie der Zusatzspeisewasser- und Kondensatführung.

Um die Menge des austretenden Brühdampfes zu erfassen, ist es sinnvoll, diesen zunächst zu kondensieren. Bei der Pilotanlage bot es sich an, die am Austritt des Entgasers bestehende Flanschverbindung oberhalb des Handeinstellventils zu lösen, um einen Dampfschlauch anschließen zu können.

Über den Dampfschlauch wird der austretende Brühdampf mit einer Temperatur von ca. 104-108 °C in einen Plattenwärmetauscher geführt und mittels Kühlwasser kondensiert. Das Kondensat verlässt den Plattenwärmetauscher mit ca. 30 °C. Im Gegenstrom wird Kühlwasser von ca. 20 °C auf ca. 40 °C erwärmt.

Um reproduzierbare Ergebnisse zu erhalten, kann der Kühlwasserdurchsatz am Kühlwasseraustritt über ein Ventil so gedrosselt werden, dass am Dampfeintritt in den Wärmetauscher normaler Atmosphärendruck herrscht. Durch die Kondensation im Wärmetauscher kann Vakuum entstehen, weshalb dann Dampf aus dem Dampfraum des Entgasers angesaugt würde, was zu einer Verfälschung der Ergebnisse führen kann.

Das Kondensat wird mit Hilfe eines Messbechers abgelitert oder der anfallende Volumenstrom wird kontinuierlich über ein Durchflussmessgerät erfasst.

In *Abbildung 5: Schema des Versuchsaufbaus* ist der Versuchsaufbau schematisch dargestellt.

Ziel der Messungen war es, nicht nur die anfallende Menge an Brühdampf zu ermitteln, sondern aus den Versuchen weitere Erkenntnisse zu gewinnen und Abhängigkeiten aufzudecken.

Durch Auswerten der Messergebnisse sollte es gelingen, Zusammenhänge zwischen den Temperaturen und Drücken rund um den Speisewasserbehälter herzustellen, um Aussagen über die notwendige

Brühdampfmenge machen zu können, damit in Zukunft möglicherweise auf eine so aufwendige Messeinrichtung verzichtet werden kann.

Die Ein- bzw. Ausschaltvorgänge der Kondensatpumpe bzw. des dem Entgaser zugeführten Speisewassers lassen sich durch Aufzeichnen der Temperatur an der Kondensatleitung, bzw. Zusatzspeisewasserleitung erkennen. Mit der Messung der Kesselspeisewassertemperatur nach der Kesselspeisewasserpumpe, konnten die Einschaltvorgänge auch dieser Pumpe nachvollzogen werden.

Zusätzlich wurde der Druck im Speisewasserbehälter gemessen. Er gibt Hinweise auf die richtige Betriebsweise des Entgasers und es können Rückschlüsse auf die notwendige Temperatur im Entgaser gezogen werden.

Die Temperaturmessung des zur Kondensation benötigten Kühlwassers am Austritt des Plattenwärmetauschers ermöglicht über die Leistung des Wärmetauschers Rückschlüsse auf die Menge des austretenden Brühdampfes.

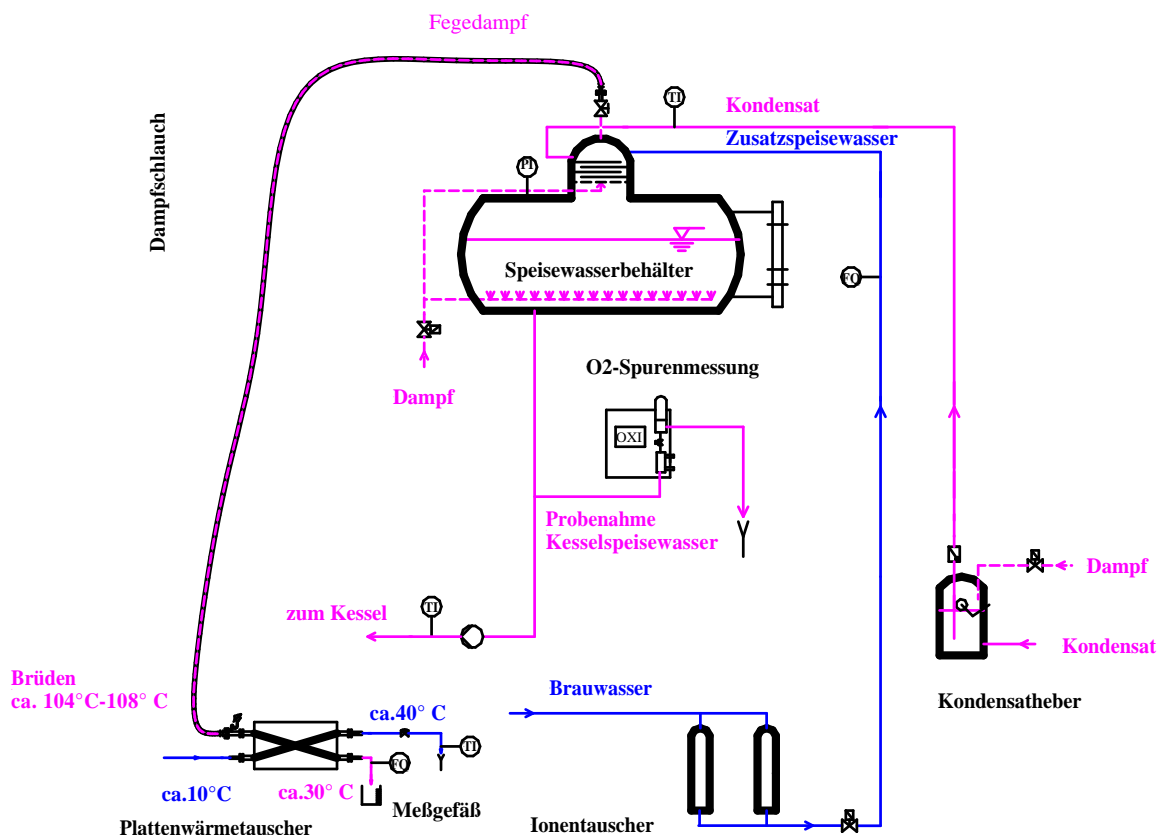


Abbildung 5: Schema des Versuchsaufbaus

### Bestimmung des Sauerstoffgehaltes im Kesselspeisewasser

Entscheidend für die Qualität des Kesselspeisewassers ist nicht alleine die Menge des austretenden Brügendampfes, sondern der tatsächlich verbleibende Sauerstoffgehalt im Kesselspeisewasser. Durch verschiedene Einstellungen des Handregelventils am Entgaserausgang und durch stufenweise Erhöhung des Dampfdruckes wird die Menge des gelösten Sauerstoffes in Abhängigkeit von diesen Parametern bestimmt.

Dazu wird ein Probenstrom an der Probenahmestelle für Kesselspeisewasser über eine Sauerstoffmesssonde geführt (Abbildung 5: Schema des Versuchsaufbaus), die im Stande ist, Sauerstoffwerte im ppb-Bereich zu messen und somit hochgenaue Messergebnisse ermöglicht.

Durch eine Erhöhung des Brüendampfmassenstroms wurde zwar eine Reduzierung des Sauerstoffgehaltes im Kesselspeisewasser erzielt, jedoch wurde der geforderte Grenzwert  $<20 \mu\text{g/l}$  nicht erreicht. Aus Abbil-

Abbildung 6: O<sub>2</sub>-Gehalt in Abhängigkeit von der Brühdampfmenge ist ersichtlich, dass mit steigendem Brühdampfmassenstrom die Konzentration des Sauerstoffs sinkt, ab einem gewissen Brühdampfmassenstrom eine Verbesserung in Richtung des geforderten Grenzwertes jedoch nicht mehr möglich ist.

Die einzelnen Werte stellen die Ergebnisse bei den verschiedenen Einstellungen des Handregelventils am Entgaser dar.

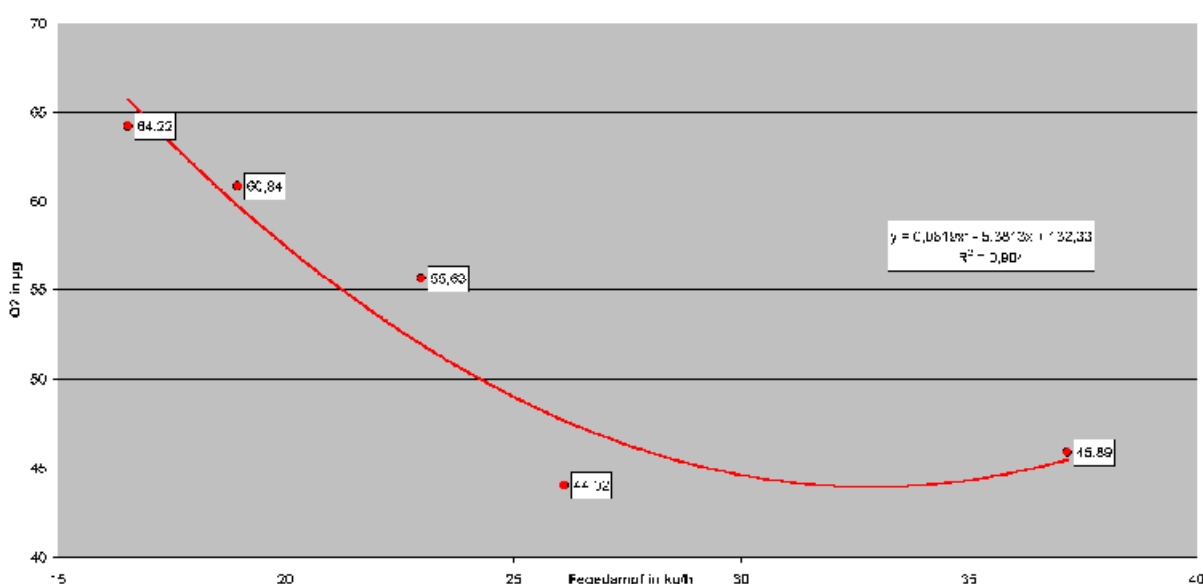
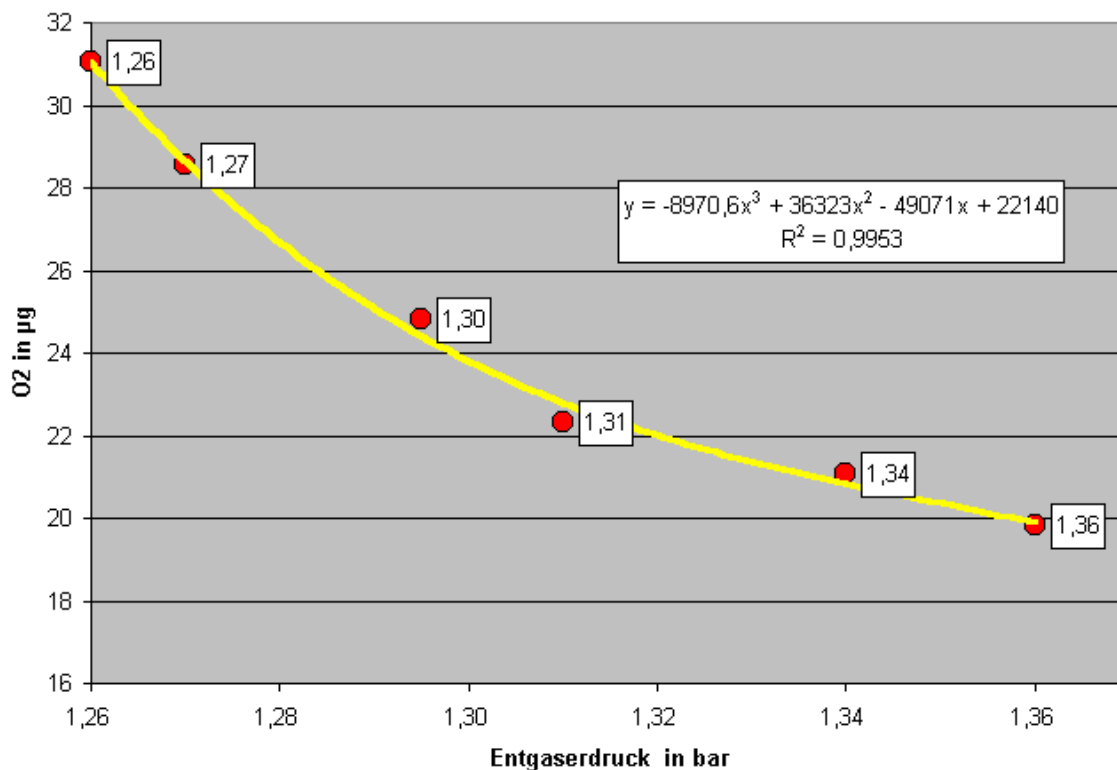


Abbildung 6: O<sub>2</sub>-Gehalt in Abhängigkeit von der Brühdampfmenge

Erhöht man hingegen den Dampfdruck im Entgaser, sieht man ganz deutlich, dass der zulässige Grenzwert im Kesselspeisewasser auch unterschritten wird. Siehe dazu *Abbildung 7: Abhängigkeit des Sauerstoffgehaltes vom Entgaserdruck*. Es kann eine kontinuierliche Absenkung der Sauerstoffkonzentration erreicht werden. Der Abnahme der Sauerstoffkonzentration sind allerdings auch hier Grenzen gesetzt, da der Entgaserdruck nicht beliebig erhöht werden kann.



**Abbildung 7: Abhängigkeit des Sauerstoffgehaltes vom Entgaserdruck**

Mit der Erhöhung des Dampfdruckes wächst bei gleicher Ventilstellung der Brüendampfmassenstrom entsprechend dem höheren Druckgefälle.

In *Abbildung 8: Brüendampfmassenstrom in Abhängigkeit vom Entgaserdruck* ist der Brüendampfmassenstrom in Abhängigkeit vom Entgaserdruck dargestellt.

Die einzelnen Werte stellen den gemessenen Brüendampfmassenstrom bei unterschiedlichen Stellungen des Brüendampfeinstellventils dar.

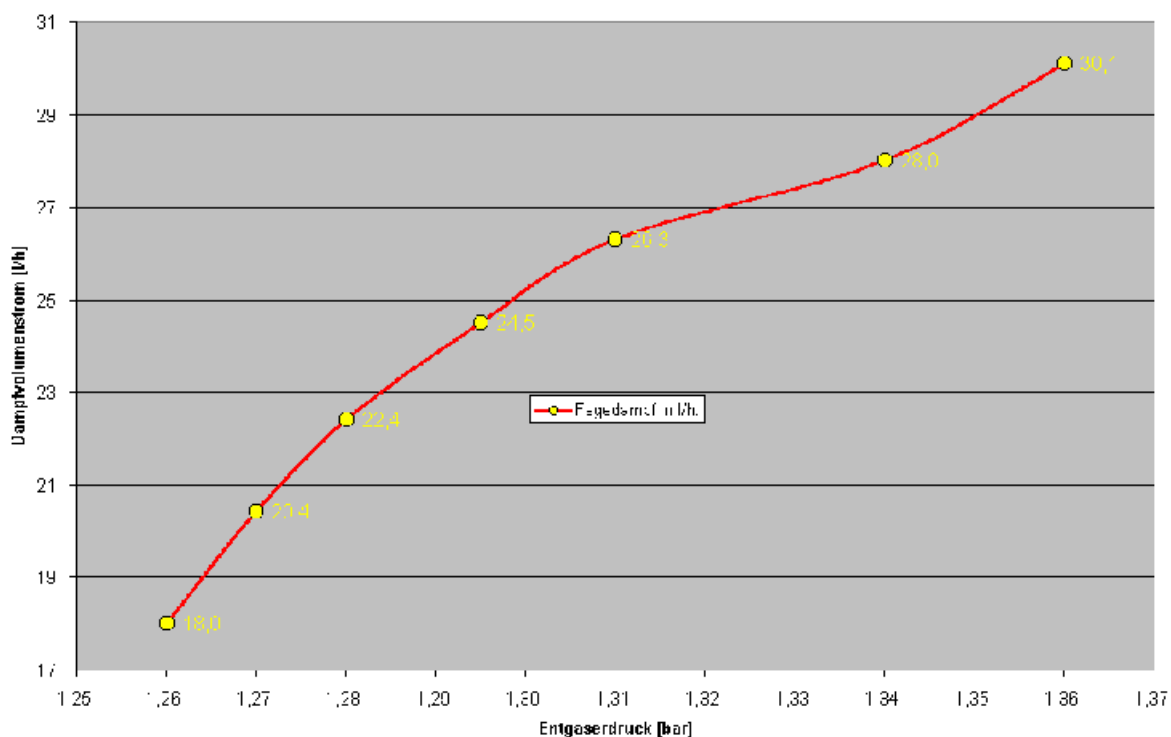


Abbildung 8: Brühdampfmassenstrom in Abhängigkeit vom Entgaserdruck

Das Ergebnis dieser Messungen macht deutlich, dass bei zu niedrigem Entgaserdruck, bzw. zu niedriger Entgasertemperatur und mit einer zu geringen Menge an Brühdampf der erforderliche Richtwert für Sauerstoff im Kesselspeisewasser nicht erreicht wird.

### 6.2.2 Darstellung der Praxismessungen

Anhand des oben beschriebenen Versuchsaufbaus wurde in verschiedenen Betrieben mit unterschiedlichen Kesselgrößen, unterschiedlichem Dampfverbrauch und Betriebsweise der Brühdampfmassenstrom ermittelt. Der Brühdampfmassenstrom, der jeweils ein bis zwei Tage in den jeweiligen Betrieben gemessen wurde, wird als Mittelwert in kg/h angegeben und zu den wichtigsten Einflußfaktoren und Randbedingungen in Beziehung gesetzt.

### 6.2.2.1 Betrieb A

Dampfleistung in t/h	6 (12)
Art der Kondensatrückführung	Geschlossen, atmosphärisch
Entgasertemperatur in °C	100-104
Zusatzspeisewassertemperatur	kalt
Anteil Zusatzspeisewasser in %	18,6
Brühdampfmassenstrom in kg/h	16
Brühdampfverlust bezogen auf die Kesselleistung in %	0,27

**Tabelle 2: Rahmendaten Betrieb A**

Es handelt sich hier um einen Kessel mit einer Nennleistung von 12 t/h, der aber heute mit maximal 6 t/h betrieben wird. Grund ist der Einsatz von Heizöl S, bei dem ein bestimmtes Verhältnis zwischen Flammen- und Flammrohrgeometrie eingehalten werden muss, damit die Entstickung funktioniert.

Sehr umfangreiche Untersuchungen in diesem Betrieb (Brauerei) machten deutlich, dass auch durch das Kondensat gelöste Gase in das System eingebracht werden können. Ein Vergleich der Sauerstoffwerte mit den Sudprotokollen zeigte, dass gerade zu den Kochzeiten im Sudhaus die Sauerstoffwerte im Kesselspeisewasser hoch anstiegen (*Abbildung 9: Sauerstoffgehalt in Betrieb A*).

Die Konzentrationsspitzen lassen sich dadurch erklären, dass entweder durch Leckagen im Kondensatnetz oder durch sogenannte Vakuumbrecher über die zutretende Luft eine beträchtliche Menge an Sauerstoff eingetragen wird. Auch beim Abkühlen von Wärmetauschern wird über sogenannte Vakuumbrecher ein Lufteintrag ermöglicht, um eine Schädigung der Heizflächen durch Vakuumbildung zu vermeiden.

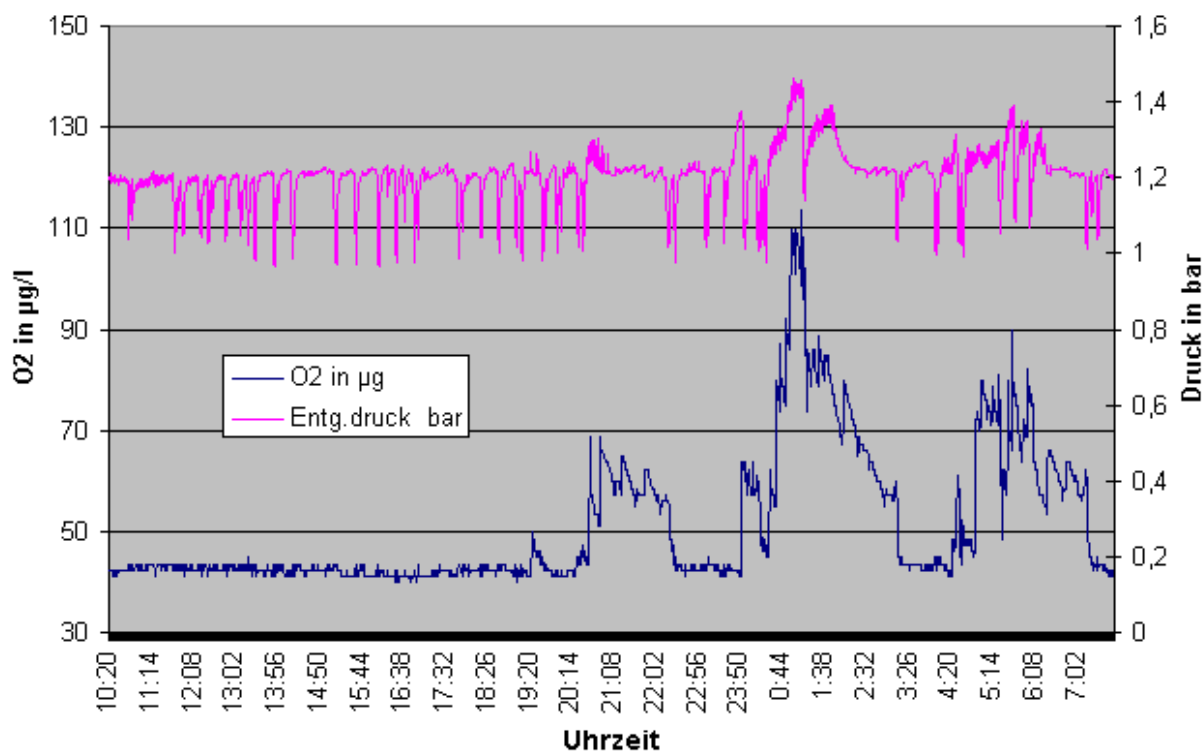


Abbildung 9: Sauerstoffgehalt in Betrieb A

### 6.2.2.2 Betrieb B

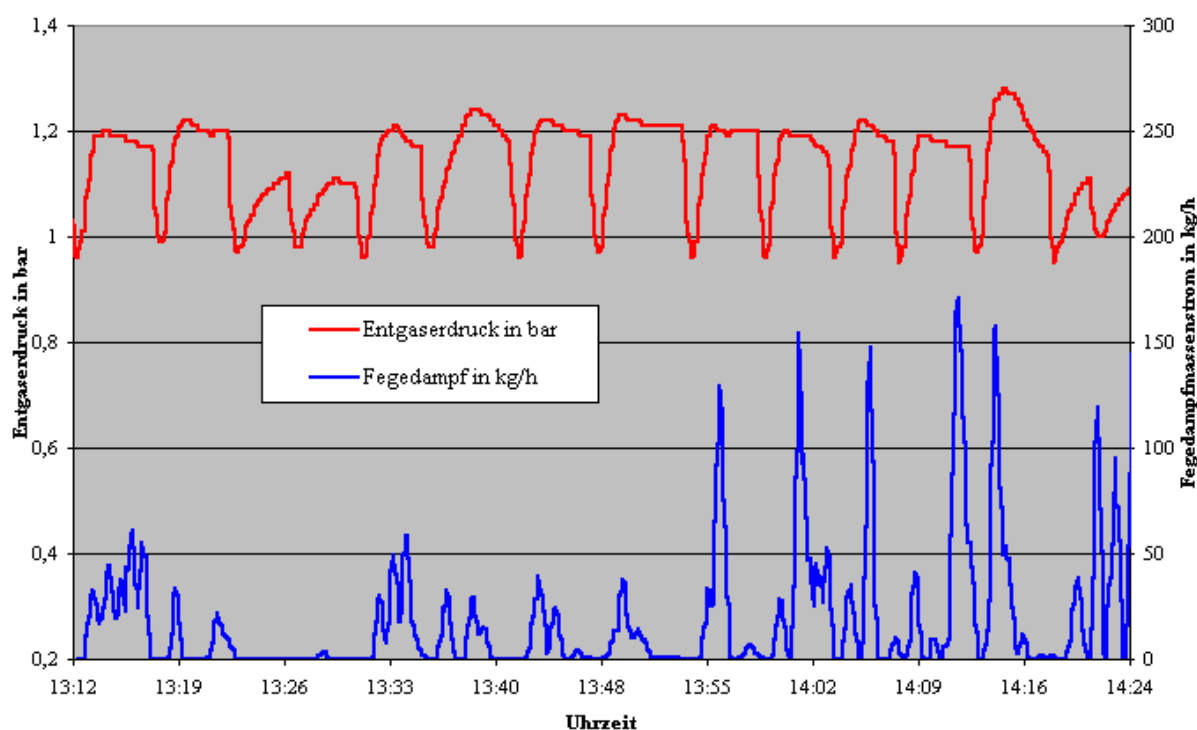
Dampfleistung in t/h	4,5
Art der Kondensatrückführung	Geschlossen, atmosphärisch
Entgasertemperatur in °C	100-105
Zusatzspeisewassertemperatur	warm
Anteil Zusatzspeisewasser in %	3
Brühdampfmassenstrom in kg/h	8,5
Brühdampfverlust bezogen auf die Kesselleistung in %	0,19

Tabelle 3: Rahmendaten Betrieb B

Der Brühdampfmassenstrom wurde hier zum Teil mittels einer Durchflußturbine bestimmt.

Wie aus *Abbildung 10: Brühdampfmassenstrom in Abhängigkeit vom Entgaserdruck; Betrieb B* ersichtlich ist, können die freigesetzten Gase nur bei einem gewissen Überdruck aus dem Entgaser ausgetrieben werden. Sinkt der Druck unter 1 bar fällt kein bzw. nur wenig Brühdampf an. Die Dampfzufuhr bzw. der Dampfdruck zum Entgaser und Speisewasserbehälter ist hier nicht ausreichend. Dies ist möglicherweise auf eine zu träge Dampfdruckregelung zurückzuführen.

Durch eine höhere Dampfzufuhr könnte der Brühdampfmassenstrom erhöht und damit die schädlichen Gase vollständig ausgetrieben werden.



**Abbildung 10: Brühdampfmassenstrom in Abhängigkeit vom Entgaserdruck; Betrieb B**

---

**6.2.2.3 Betrieb C**

Dampfleistung in t/h	7
Art der Kondensatrückführung	Geschlossen
Entgasertemperatur in °C	120
Zusatzspeisewassertemperatur	kalt
Anteil Zusatzspeisewasser in %	ca. 3
Brühdampfmassenstrom in kg/h	5,8
Brühdampfverlust bezogen auf die Kesselleistung in %	0,08

**Tabelle 4: Rahmendaten Betrieb C**

Mit der vorliegenden Einstellung des Handeinstellventils am Entgaser wurde ein Brühdampfmassenstrom von nur 5,8 kg/h gemessen. Mit dieser Einstellung liegt die Brühdampfmenge weit unter den empfohlenen Richtlinien der Hersteller.

Durch die geschlossene Kondensatrückführung, die immer unter Druck steht, werden die Kondensatmengenverluste, die durch die Nachverdampfung bedingt sind, erheblich reduziert, weshalb nur geringe Verlustmengen durch Zusatzspeisewasser ergänzt werden müssen. Dadurch ist auch der Eintrag an gelösten Gasen nicht sehr hoch.

Ob der zum Abblasen der freigesetzten Gase notwendige Brühdampfmassenstrom ausreichend ist, könnte auch hier nur mittels einer kontinuierlichen Sauerstoffmessung im Kesselspeisewasser nachgewiesen werden.

#### 6.2.2.4 Betrieb D

Kesselleistung in t/h	25
Dampfleistung in t/h	3
Art der Kondensatrückführung	ohne
Entgasertemperatur in °C	100-105
Zusatzspeisewassertemperatur	angewärmt
Anteil Zusatzspeisewasser in %	100
Brühdampfmassenstrom in kg/h	112,5
Brühdampfverlust bezogen auf in %	3,75

**Tabelle 5: Rahmendaten Betrieb D**

Die Wärmeversorgung erfolgt über zwei Doppelflammrohr-Großwasser-raumkessel, die Hochdruckheißwasser für den Betrieb erzeugen.

Die benötigte Reindampfmenge, die überwiegend für eine Abfüllanlage und zum Dämpfen von Leitungen benötigt wird, wird über einen Reindampferzeuger mit einer Leistung von 3 t/h hergestellt. Der Entgaser liefert das notwendige, thermisch entgaste Speisewasser. Der Entgaser wird aus einer eigenen Wasseraufbereitungsanlage mit vorgewärmtem Zusatzspeisewasser versorgt.

Bei der Verbindung aus Reindampferzeuger und Speisewasserentgaser handelt es sich hier um ein sich selbst erhaltendes offenes System, da Verluste an Brühdampf und weitere Wärmeverluste auch ohne Abnahme von Nutzwärme bzw. Dampf ständig durch Zusatzspeisewasser ersetzt werden müssen.

Der Anteil des Zusatzspeisewassers von 100 % mit den daraus resultierenden Brühdampfverlusten von 112,5 kg/h lassen sich durch den hohen Direktdampfverbrauch erklären. Der Anteil des Brühdampfes bezogen auf die Dampfleistung mit 3,75 % ist sicher zu hoch. An diesem Beispiel wird allerdings deutlich, wie unterschiedlich die Einstellung des Handeinstellventils sein kann und welche Brühdampfmassenströme und damit auch Verluste daraus resultieren.

### 6.2.2.5 Betrieb E

Dampfleistung in t/h	25
Art der Kondensatrückführung	Hochdruck- und Niederdruckkondensat
Entgasertemperatur in °C	118
Zusatzspeisewassertemperatur	Angewärmt, Mischung mit Niederdruckkondensat
Anteil Zusatzspeisewasser in %	3
Brühdampfmassenstrom in kg/h	25,6
Brühdampfverlust bezogen auf die Kesselleistung in %	0,1

**Tabelle 6: Rahmendaten Betrieb E**

Zwar ist der Brühdampfverlust bezogen auf die Kesselleistung sehr niedrig, Sauerstoffmessungen im Kesselspeisewasser zeigten allerdings ausgezeichnete Werte, wie aus einem Ausschnitt der Messwertaufzeichnungen in *Abbildung 11: Ausschnitt einer Messwertaufzeichnung* ersichtlich ist. Der geforderte Richtwert  $<20\mu\text{g/l}$  wurde nicht nur eingehalten, er lag sogar immer weit unter den gestellten Anforderungen. Der Sauerstoffwert ist auf der sekundären y-Achse dargestellt.

Zusätzlich ist in dieser Abbildung der Verlauf einiger Temperaturen zu sehen. Die Mischung aus Niederdruckkondensat- und Zusatzspeisewassertemperatur (Kond.ZSpW-Temp) sowie die Kesselspeisewassertemperatur (KSpw.-Temp.) geben Aufschluss über die Einschaltvorgänge der jeweiligen Pumpen. An den Minimumpunkten schalten die Pumpen ein, die Temperatur steigt dann sprunghaft an. Nach dem Abschalten der Pumpen fällt die jeweilige Temperatur langsam wieder ab.

Die Kühlwassertemperatur (Kühlw.-rück-Temp.) wird am Austritt des Wärmetauschers gemessen und lässt Rückschlüsse auf die Menge des Brühdampfmassenstroms zu. Je höher die Temperatur (Druck) ist, um-

so höher ist der Brüdendampfmassenstrom am Eintritt des Wärmetauschers.

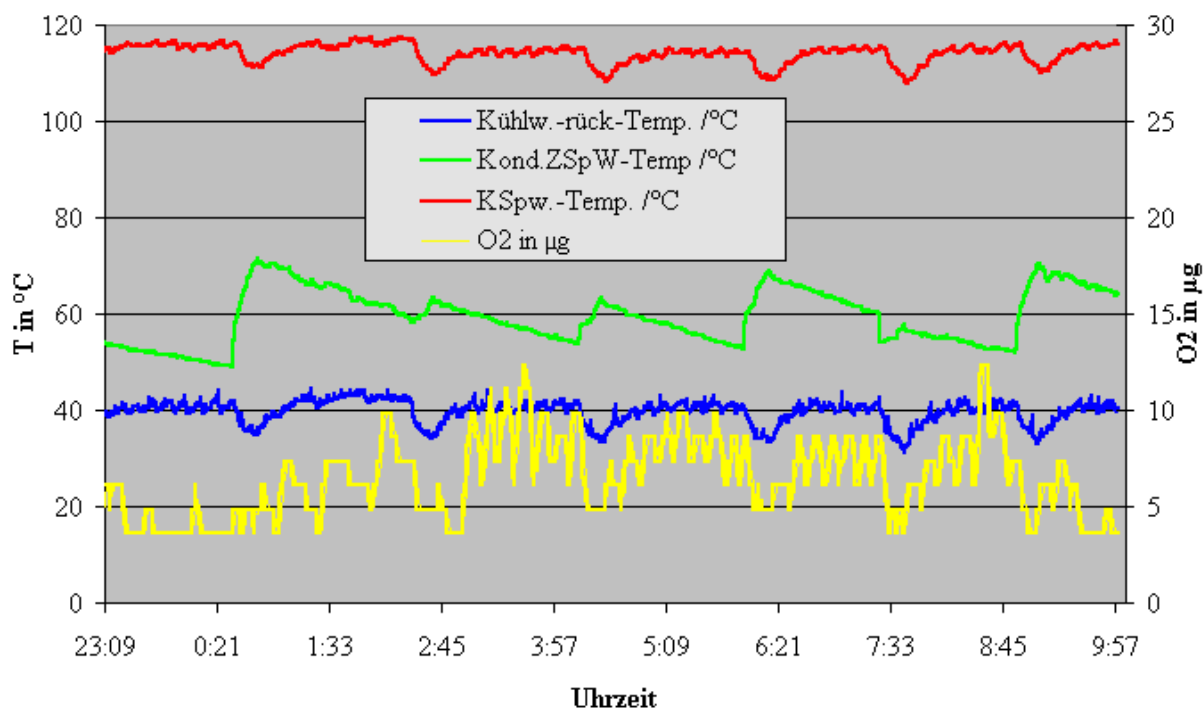


Abbildung 11: Ausschnitt einer Messwertaufzeichnung

Eine optimale Führung von Zusatzspeisewasser und Kondensat sind für diese niedrigen Werte verantwortlich. So wird das Hochdruckkondensat direkt in den Entgaser eingebracht. Das Niederdruckkondensat wird in einem Kondensatsammelbehälter mit kaltem Zusatzspeisewasser vermischt. Durch die Temperaturerhöhung des Zusatzspeisewassers findet hier schon eine gewisse Vorentgasung statt, gelöste Gase werden im Kondensatsammelbehälter teilweise ausgetrieben. Wie man anhand dieses Betriebes sieht, muss die Brüdendampfmenge nicht immer den empfohlenen 0,5 % der installierten Kesselleistung entsprechen, vielmehr sind die Betriebsbedingungen und die tatsächliche Brüdendampfmenge der entscheidende Faktor für die Qualität des Kesselspeisewassers.

### 6.2.2.6 Betrieb F

Dampfleistung in t/h	20
Art der Kondensatrückführung	Geschlossen, atmosphärisch
Entgasertemperatur in °C	105-108
Zusatzspeisewassertemperatur	kalt
Anteil Zusatzspeisewasser in %	5
Brühdampfmassenstrom in kg/h	16
Brühdampfverlust bezogen auf die Kesselleistung in %	0,08

**Tabelle 7: Rahmendaten Betrieb F**

Der Anteil an Zusatzspeisewasser in diesem Betrieb ist gering. Normalerweise ist der Eintrag an gelösten Gasen im Kondensat erheblich niedriger als im Zusatzspeisewasser. Ob der niedrige Brühdampfmassenstrom allerdings ausreichend ist, um auch bei ungünstigen Bedingungen (hoher Anteil an Zusatzspeisewasser, Anfahren aus dem kalten Zustand) die vollständige Austreibung der gelösten Gase zu ermöglichen, kann nur durch eine längerfristige, kontinuierliche Sauerstoffmessung im Kesselspeisewasser geklärt werden. Anhand des sehr niedrigen Brühdampfverlustes von nur 0,08 % der Kesselleistung ist dies allerdings zweifelhaft.

### 6.2.2.7 Vereinfachte Messmethode und Ergebnisse aus anderen Anlagen

Da obig beschriebene Messmethode zur Ermittlung der Fededampfverluste sehr aufwendig und das Handling des Wärmetauschers (170 kg) und des Dampfschlauches sehr umständlich war, wurde nach einer praktikableren Methode gesucht, die Verluste zu ermitteln.

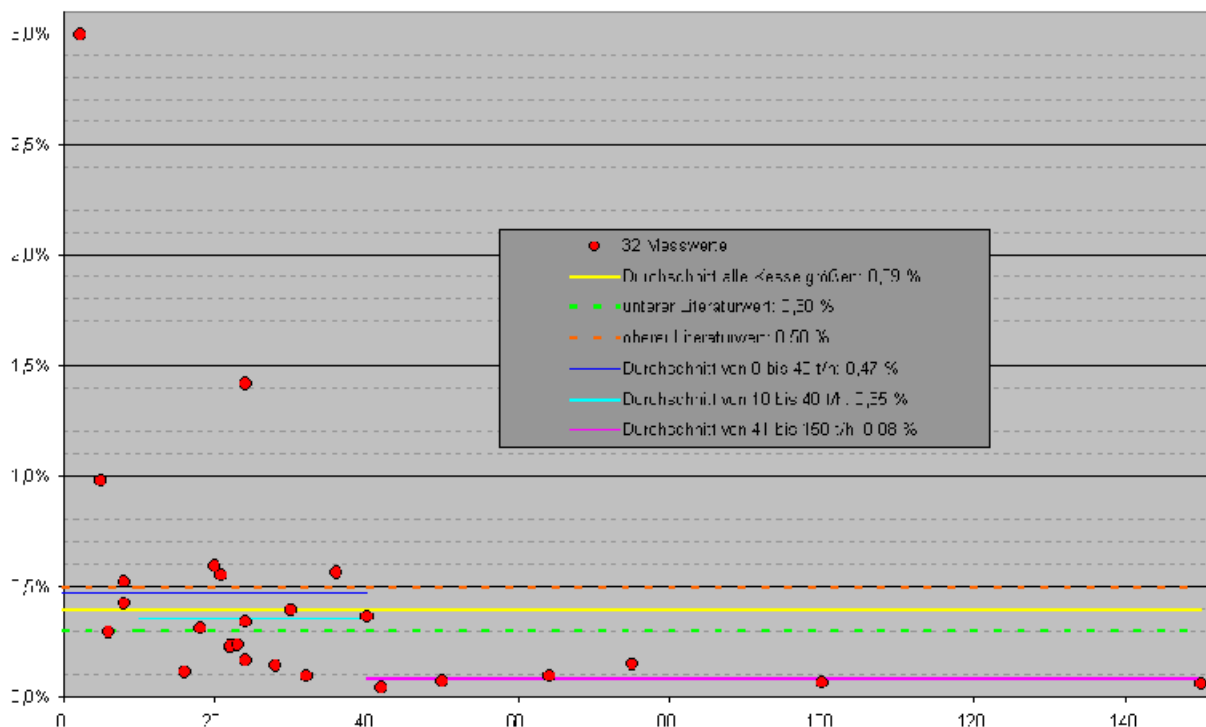
Letztlich wurde ein Verfahren entwickelt, welches zugleich einfach, schnell und zuverlässig ist. Über den Auslaß des Brühdampfventils über Dach wird ein grosser Plastiksack gestülpt und dichtgehalten. Die Zeit, bis der Sack nahezu vollständig mit Dampf gefüllt ist, wird gestoppt, anschlies-

send der Sack vom Auslass abgezogen und verschlossen. Nach der Kondensation des Dampfes wird dieser verwogen und das Gewicht des leeren trockenen Sackes abgezogen. Das Kondensatgewicht wird durch die gestoppte Zeit geteilt und man erhält auf einfache Weise den Wasserdampfmassenstrom. Da sich dieser über den zeitlichen Verlauf kaum ändert, ist es zulässig, diesen Wert auf einen Stundenwert hochzurechnen und bei bekannten Jahresbetriebsstunden auch den Dampfverlust übers Jahr darzustellen.

Vergleichsmessungen mit der Messmethode Schlauch/Kondensator ergaben nur vernachlässigbare Abweichungen.

Durch dieses vereinfachte Verfahren war es möglich, viele andere Betriebe in Bezug auf ihren Fegedampfverlust zu untersuchen. Die Auswertung sämtlicher Ergebnisse zeigte, dass der in der Literatur gefundene Wert von 0,3 % bis 0,5 % der installierten Kesselleistung durchaus Realitätsbezug aufweist, die Schwankungsbreite jedoch viel größer ist..

In *Abbildung 12: Fegedampfverlust als prozentuale Angabe der installierten Kesselleistung* sind diese Ergebnisse zusammengefasst und über der zugehörigen Kesselgröße aufgetragen.



**Abbildung 12: Fededampfverlust als prozentuale Angabe der installierten Kesselleistung**

Man sieht deutlich, dass im Bereich bis zu 40 t/h installierte Dampfleistung sich die Werte um die in der Literatur bezeichneten Grenzen bewegen [OLI89]. Oberhalb dieses Leistungsbereichs gehen die prozentualen Verluste deutlich zurück auf durchschnittlich unter 0,1 %. Dies ist begründet in der Tatsache, dass es sich hier um Kraftwerksanlagen handelt, welche mit extrem hoher Kondensatrückführungsquote (geschlossene Kondensatrückführung, optimiertes System) und einer kontinuierlichen Weichwasserzugabe arbeiten. Somit ist nur ein niedriger Bedarf an Zusatzspeisewasser gegeben, folglich werden auch kaum Gase ins System eingebracht. Auch ist in Anlagen dieser Größe meist die Kessellast übers Jahr als sehr gleichmäßig zu beurteilen, weshalb auch praktisch keine zeitlichen Spitzen (Eintrag Gase) auftreten. Unter diesen Voraussetzungen ist es zulässig und sinnvoll, den Brühdampfstrom derart einzudämmen.

Der Bereich bis 40 t/h-Kesselleistung ist dahingehend interessant, da die auftretende Streuung recht breit gefächert ist. Dies ist mit Sicherheit darauf zurückzuführen, dass hier in einigen Fällen schlichtweg keine optimale Einstellung des Fededampfventils erfolgte und somit entweder ein über-

dimensionaler Dampfverlust resultiert, oder aber die Entgasung ist als unzureichend einzustufen, so dass Materialschädigungen durch Korrosion in Entgaser und Speisewasserbehälter zu erwarten sind.

Andererseits ist diese Streuung aber auch ein Hinweis darauf, dass bei kleineren Anlagen sehr unterschiedliche Anteile an Zusatzspeisewasser gefahren werden (müssen), was unterschiedliche Einstellungen des Brühdampfventils bedingt.

### **6.3 Beschreibung des Verfahrens Oxytherm<sup>®</sup>**

Es handelt sich um ein patentiertes Verfahren zur Reduktion der Dampfverluste bei der thermischen Entgasung von Kesselspeisewasser [SCHU].

Dem vorhandenen Einstellventil für den Brühdampf aus dem Entgaserdom (Fegedampf) wird ein Magnet- oder Regelventil nachgeschaltet. Dieses Ventil ist stromlos offen, so dass im Fall von Störungen ein Weiterbetrieb der Anlage mit den gegebenen Voreinstellungen möglich ist.

Die Steuerung des zusätzlichen Brühdampfventils erfolgt über eine SPS (S7-200). Eingangsgrößen sind die Konzentration an gelöstem Sauerstoff und der Volumenstrom in der Zuleitung zum Entgaser. Es kann sich dabei um eine Zuleitung oder mehrere Zuleitungen handeln (Kondensat und Weichwasser). Bei geschlossener Kondensatrückführung (unter Druck) oder ausreichend hohen Kondensattemperaturen kann auf eine Messung im Kondensat verzichtet werden. In diesen Fällen erfolgt die Messung von gelöstem Sauerstoff und dem zugehörigen Volumenstrom nur in der Weichwasserleitung.

Neben Sauerstoff aus der Luft muss auch Kohlendioxid, das bei der Sodaspaltung im Speisewasserbehälter und im Kessel entstehen kann [WIN84], mit dem Brühdampf abgeführt werden. Aus der gemessenen Konzentration an gelöstem Sauerstoff und dem Durchsatz wird berechnet, wie viel Sauerstoff im Entgaser freigesetzt werden kann. Gleichzeitig wird aufgrund der Wasseranalyse die maximal mögliche Freisetzung an Kohlendioxid berechnet. In Intervallen von 1 Sekunde berechnet die SPS das freigesetzte Gasvolumen und die resultierende Änderung der Konzentration.

on für O<sub>2</sub> und CO<sub>2</sub> im Gasraum von Speisewasserbehälter und Entgaser. Die geometrischen Randbedingungen für die Berechnung der Konzentration können am Bedienfeld parametrierbar werden. Je nachdem welcher Grenzwert zuerst erreicht wird, wird durch diesen die Öffnung des Ventils ausgelöst.

Werden vorgegebene Grenzwerte erreicht, öffnet das angesteuerte Brühdampfventil und lässt die Dampf-/Gasmischung abströmen. Dadurch sinkt die Konzentration im Gasraum entsprechend dem bekannten Brühdampfdurchsatz. Bei Erreichen einer parametrierbaren Unterschwelle wird das Ventil wieder geschlossen. Die Konzentrationszunahme bei geschlossenem Ventil und die Konzentrationsabnahme bei geöffnetem Ventil kann mithilfe entsprechender Software visualisiert werden.

Auf diese Weise kann die Entgasung an den tatsächlichen Bedarf angepasst werden. Die Verluste durch Brühdampf entstehen nur dann, wenn tatsächlich aufgrund einer entsprechenden Konzentrationserhöhung im Dampfraum das Ventil geöffnet wird.

## **6.4 Beschreibung der Pilotanlage**

Die Pilotanlage wurde im Kesselhaus der Bayerischen Staatsbrauerei Weihenstephan installiert. Im folgenden wird die Peripherie, die Einbindung in die bestehende Speisewasseraufbereitung und die Anlage selbst beschrieben.

### **6.4.1 Peripherie**

Die Dampfversorgung der Brauerei besteht aus 2 Kesseln. Bei dem Hauptbetriebskessel handelt es sich um das Fabrikat LOOS, Typ UL 12.000 aus dem Jahr 1979 und um einen Reservekessel mit einer max. Dampfleistung von 6 t/h. Der Hauptkessel wird mit Schweröl (HS), der Reservekessel mit leichtem Heizöl (HEL) betrieben. Der Betrieb der Kessel ist nur alternativ möglich. Die Leistung des Hauptbetriebskessel wurde von 12 t/h auf etwa 6 t/h reduziert.

---

Der Dampf wird nach einer Drosselung auf den gewünschten Betriebsdruck über einen Dampfverteiler den Verbrauchern zugeleitet. Ein Verbraucher besteht aus dem Speisewasserbehälter mit aufgesetztem Entgaserdom.

Das Kondensat wird dezentral gesammelt und über Kondensatpumpen einem zentralen Kondensatbehälter zugeführt. Dieser steht unter leichtem Überdruck. Das Kondensat wird diskontinuierlich mittels eines Kondensathebers zum Entgaser gefördert. Dieser arbeitet nach dem Schwimmerprinzip. Aus dem zentralen Kondensatbehälter läuft das Kondensat über einen Überlauf in die Hebeanlage. Mit zunehmender Füllung des Behälters hebt sich der Schwimmer und erreicht seinen oberen Schalterpunkt. Das Zulaufventil wird geschlossen und in den Dampfraum oberhalb der Flüssigkeit wird höher gespannter Dampf einströmen lassen. Dadurch wird das Kondensat über die geöffnete Druckleitung zum Entgaser gefördert. Durch Absinken des Flüssigkeitsstandes erreicht der Schwimmer seine untere Schaltposition, die Ventile werden umgesteuert und es läuft erneut Kondensat zu.

#### **6.4.2 Einbindung**

Auftretende Kondensatmengenverluste (Reindampfverbrauch, Entspannungsdampf, Absalzen und Abschlammen, Entgasen) müssen durch aufbereitetes Zusatzspeisewasser ausgeglichen werden. Dieses wurde in der Vergangenheit direkt von der Wasseraufbereitungsanlage dem Entgaser über eine eigene Leitung zugeführt. Die Regelung erfolgt über Niveau im Speisewasserbehälter. Nur wenn das entsprechende Minimumniveau erreicht wird, wird Zusatzspeisewasser (Weichwasser) dem Entgaser zugeführt.

Um eine kontinuierliche Konzentrationsüberwachung zu erreichen, wurden die Kondensat- und Weichwasserleitungen zu einer gemeinsamen Leitung zusammengeführt. Die Volumenstrommessung über Schwebekörperdurchflussmessung und die Entnahme und Rückführung eines Probenstromes zur Konzentrationsbestimmung von gelöstem Sauerstoff wurden in die gemeinsame Leitung installiert. Für die Entnahme und Rückführung des Probenstromes wurden 1/4 "-Stutzen in die gemeinsame Rohrleitung

eingeschweißt. Auf die Stutzen sind Kugelhähne aufgeschraubt, die eine Absperrung z.B. im Wartungsfall erlauben. Die Verbindungen probenseitig erfolgen mittels Edelstahlrohrleitungen (D = 10 mm, Material: 1.4571).

Durch den Einsatz der wassersparenden Magnetventile ist bei langen Pausen zwischen den Förderintervallen mit einer hohen Erwärmung in der Kühlwasserzuleitung zu rechnen. Dies führt dann dazu, dass der Probenstrom bei vorgegebenem Kühlwasserdurchsatz nicht mehr ausreichend gekühlt wird und die Temperaturüberwachung anspricht. Die Anlage geht dann auf Störung und kann erst nach entsprechender Abkühlung wieder in Betrieb genommen werden.

Zur Vermeidung einer unzulässig hohen Erwärmung des Kühlwassers wurde eine Intervallschaltung für das Magnetventil in das SPS-Programm aufgenommen, wobei die Intervalle und die Spüldauer frei wählbar sind.

Ein kontinuierlicher Kühlwasserdurchsatz führt ebenfalls zu Problemen, da es bei Stillständen auf der Probenseite zu einer starken Abkühlung der kühlwasserführenden Komponenten kommt mit der Folge von Taupunktunterschreitung und starker Schwitzwasserbildung. Das Takten des Kühlwassermagnetventils bei geschlossenem Probenmagnetventil hat hierbei große Erfolge erbracht. Zusätzlich wurde eine Zwangsbe- und -entlüftung im Nassteil installiert, damit Schwitzwasser zuverlässig abgeführt werden kann.

In Kombination haben die beiden Maßnahmen die Probleme gelöst und wurden deshalb für die zukünftige Serienfertigung übernommen.

Als angesteuertes Brühdampfventil wird üblicherweise hinter das vorhandene Einstellventil ein Elektromagnetventil eingesetzt. Alternativ kann auch ein pneumatisch betätigtes Ventil zum Einsatz kommen.

### **6.4.3 Mess- und Schaltschrank**

*Abbildung 13: Schaltschrank Pilotanlage zeigt den Mess- und Schaltschrank der Pilotanlage. Um eine Trennung zwischen Nass- und Trockenteil (Mess- und Elektroteil) zu erreichen, wurde eine Zwischenwand eingebaut.*



**Abbildung 13: Schaltschrank Pilotanlage**

Im Nassteil wird der Probenstrom zunächst von einer Umwälzpumpe angesaugt und über einen Probenkühler gefördert.

Hier war zunächst ein kleiner Rohrbündelwärmetauscher installiert, der sich aber als zu klein herausstellte. Er wurde durch einen Plattenapparat ersetzt, der aufgrund der Platz- und Anschlussbedingungen auf der Elektronikseite eingebaut werden musste.

Da die nachfolgende Messsonde für die Messung von gelöstem Sauerstoff sehr thermosensibel ist ( $T_{\max} = 50\text{ °C}$ ) und die Messgenauigkeit von der tatsächlichen Temperatur abhängt, wird der Kühlwasserdurchsatz so einreguliert, dass auch bei Förderung von Kondensat die Probentemperatur  $35\text{ °C}$  nicht übersteigt. Die Messsonde ist in ein Durchflussgefäß eingeschraubt, in dem eine Temperaturüberwachung zur Temperaturkompensation des Anzeigewertes integriert ist. Zusätzlich wurde an der Oberfläche der Druckleitung zwischen Pumpe und Durchflussgefäß ein Sensor angebracht, damit z.B. bei Kühlwasserausfall eine rechtzeitige Abschaltung der

---

Anlage möglich ist. Ansprechtemperatur und Freigabetemperatur (Hysterese) können an der Platine im E-Teil eingestellt werden. Der Probenrücklauf wird stromaufwärts von der Entnahmestelle wieder in die Leitung zum Entgaser eingeführt.

Kühlwasser für den Probenkühler wird von außen zugeführt und nach Möglichkeit anschließend sinnvoll weitergenutzt. Um einer Versteinung des Probenkühlers (Plattenwärmetauscher) vorzubeugen, sollte als Kühlwasser aufbereitetes Weichwasser herangezogen werden.

Über Magnetventile auf der Proben- und Kühlwasserseite wird sichergestellt, dass ein Durchfluss nur dann erfolgt, wenn eine Förderung zum Entgaser in Gange ist. Der erforderliche Durchsatz auf der Kühlwasserseite kann über einen Kugelhahn eingestellt werden.

Auf der Elektroseite ist die Stromversorgung mit Hauptschalter und Absicherung (230 V und 24 V), die Schütze für die unterschiedlichen Ventile (einschließlich Brühdampfventil), die Temperaturüberwachung, der Messwertumformer für die Sauerstoffmessung, die SPS, die Analogeingabebausteine und das Bedienfeld für Parametrierung und Überwachung enthalten.

## 6.5 **Produktdesign**

Die Entwicklung zur Marktreife, die ein wesentliches Ziel des Fördervorhabens darstellte, erforderte Änderungen an Aufbau und Aussehen, was im wesentlichen die Funktionalität betraf.

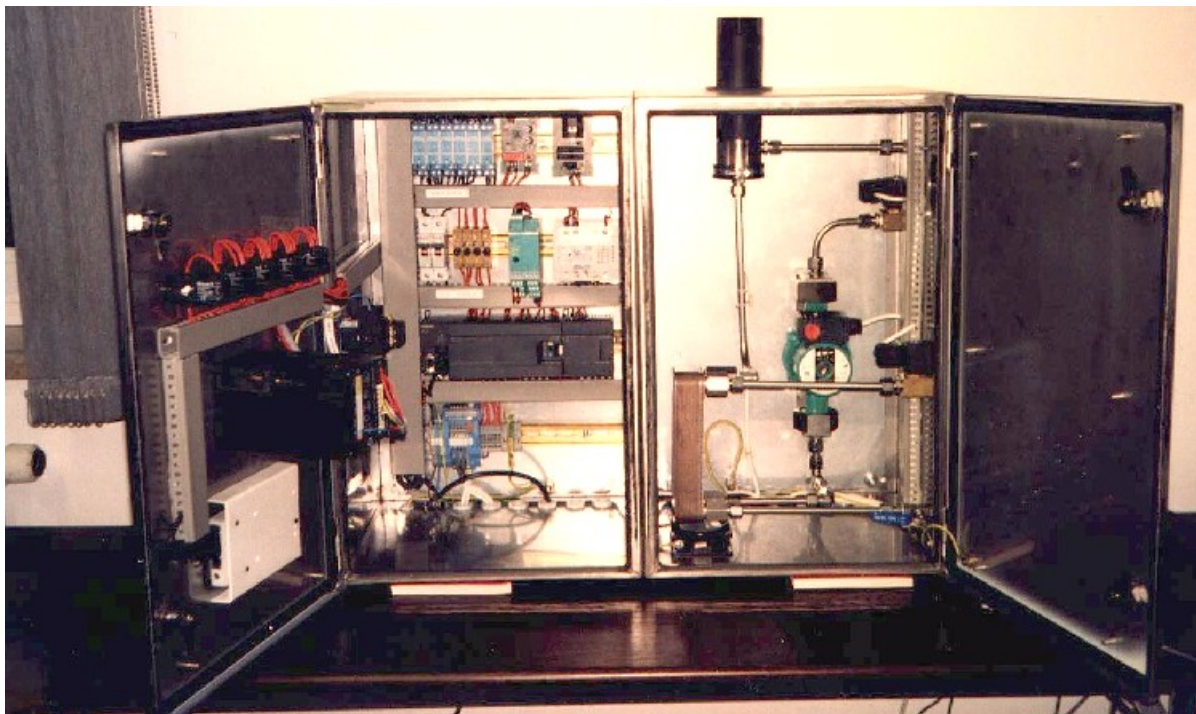
Die wesentliche Änderung gegenüber der Pilotanlage besteht darin, dass kein gemeinsames Gehäuse mehr verwendet wird, sondern Nass- und Trockenteil in zwei identischen, aber separaten Schaltschränken untergebracht sind. Nur so kann den sicherheitstechnischen Anforderungen entsprochen werden.

*Abbildung 14: Schaltschrank neu, geschlossen zeigt eine Frontansicht des geschlossenen Mess- und Schaltschranks. Im linken Schrankteil ist der Trockenteil (Elektroteil) untergebracht, im rechten der Nassteil (Pumpe, Kühler, Ventile, Sonde, Temperaturfühler).*



Abbildung 14: Schaltschrank neu, geschlossen

*Abbildung 15: Schrank neu, offen zeigt den geöffneten Schrank mit der E-Montage und der Anordnung der Komponenten.*



**Abbildung 15: Schrank neu, offen**

Kabelverbindungen erfolgen grundsätzlich über Kabelbuchsen am Boden der Schränke. Die Abmessungen der Schränke betragen 380 mm x 600 mm x 350 mm (B x H x T). Die beiden Schränke sind seitlich miteinander verschraubt und werden vormontiert als Einheit zum Einsatzort versendet. Die Ausführung kann in Stahlblech lackiert oder in Edelstahl (1.4301) erfolgen. In Edelstahl handelt es sich allerdings um eine Sonderanfertigung mit entsprechend hohen Kosten. Diese Ausfertigung ist nur gerechtfertigt, wenn aufgrund des gewünschten Aufstellungsortes mit einer erhöhten Korrosionsgefahr gerechnet werden muss (z.B. Wasseraufbereitungsanlagen, in denen mit Säuren regeneriert wird).

Da die Wärmeleistungen im Elektroteil sehr gering sind, konnte hier auf eine Fremdbelüftung verzichtet werden. Im Nassteil ist diese aber unverzichtbar, um den Schrank auch bei Verwendung von kaltem Kühlwasser trocken zu halten.

Bei der E-Montage wurde Wert darauf gelegt, dass zur Inbetriebnahme des Schrankes nur wenige Kabelverbindungen hergestellt werden müssen. Die Verbindungen zwischen den beiden Schränken sind bereits vormontiert. Somit muss nur noch das bauseits beizustellende Signal für den Durchfluss eingeführt und aufgelegt werden und die Spannungsversorgung angeschlossen werden. Die Spannungsversorgung der SPS erfolgt über ein eingebautes, geregeltes 24 V-Netzteil.

Das Probeentnahmeteil mit den Stutzen für Vor- und Rücklauf des Probenstromes wird üblicherweise vorgefertigt. Die aufwendigere Flanschbauweise ist gerechtfertigt, da man durch Bohrungen in vorhandene Leitungen unvermeidlich Metallspäne in das System einbringt, die zu Störungen oder Korrosionen führen können. Legt man die Leitung still und schneidet sie auf, so kann man eventuell anfallende Späne auffangen bzw. entfernen.

Es wird als Flanschteil für die kundenseitig vorhandene Leitung einschließlich Gegenflanschen geliefert (Durchmesser, Material). Ist bauseits keine brauchbare Durchsatzmessung vorhanden, so wird diese in Verbindung mit dem Probeentnahmeteil als Einbauteil geliefert. Ist bauseits eine Durchflussmessung vorhanden, so muss das entsprechende Signal am Mess- und Schaltschrank zur Verfügung gestellt werden. Es kann sich dabei je nach Messprinzip um ein analoges Signal "0-20 mA, 4-20 mA, 0-10 V" oder um ein digitales Signal "Impulse/Liter" handeln. Entweder wird bei digitalen Signalen ein Frequenzumsetzer eingesetzt, der dann ein Analogausgangssignal liefert, oder die Signale werden direkt in der SPS verarbeitet. Dazu sind Anpassungen des Programms oder die Verwendung unterschiedlicher Versionen erforderlich.

Abbildung 16: Probenahmestrecke zeigt den Aufbau des Probeentnahmeteils.



Abbildung 16: Probenahmestrecke

## **6.6 Beschreibung der verwendeten Mess- und Überwachungstechnik**

### **6.6.1 O<sub>2</sub>-Spurenmessung**

Der wichtigste Gesichtspunkt bei der Entwicklung des neuen Verfahrens war und bleibt die Gewährleistung einer adäquaten Qualität des dem Kessel zugeführten Speisewassers. Unter keinen Umständen darf durch einen Eingriff in das Entgasungs-Verfahren ein Anstieg der Sauerstoff- und CO<sub>2</sub>-Werte über die geforderten Grenzwerte hinaus resultieren. Um hier bei den durchgeführten Versuchen ständig die Qualität des Kesselspeisewassers kontrollieren zu können, wurde eine Sauerstoffsonde für Spurennachweis eingesetzt, welche in der Lage ist, bis auf ein ppb genau O<sub>2</sub> nachzuweisen.

Auch diese Sonde samt zugehörigem Messumformer stammt aus dem Hause WTW. Die beiden Geräte, Sonde TriOxmatic<sup>®</sup> 702 und Messumformer Oxi 171, wurden in ein mobiles Gehäuse integriert, um Messungen nicht nur an der Pilotanlage sondern auch an anderen Anlagen durchführen zu können.

Da bei Kesselanlagen meist eine Probennahmestelle für Kesselspeisewasser vorhanden ist, kann ohne zusätzlichen Verrohrungsaufwand ein Probenstrom abgezweigt und in die mobile Messstation eingeleitet werden.

Erfahrungswerte zeigen, dass allerdings ein Zeitaufwand von 30–60 Minuten gegeben ist, bis die Schlauchverbindungen gänzlich von Luftbläschen freigespült sind und der tatsächliche Sauerstoffgehalt abgelesen werden kann.

Der Messumformer verfügt über zwei Analogausgänge (Sauerstoffgehalt und Temperatur), so dass auch hier die Möglichkeit besteht, die Daten über einen gewissen Zeitraum in einem Datenlogger aufzuzeichnen.

### 6.6.2 Datenlogger

Mit Hilfe eines Datenloggers werden aber nicht nur die Analogsignale der mobilen Sauerstoffspurenmessung aufgezeichnet, sondern auch andere Parameter wie diverse Temperaturen und Drücke.

Zum Einsatz kamen hier wechselweise zwei verschiedene Geräte der Firma DTL, einmal ein Model DTL 1214, und ein Model 1232.

### 6.6.3 Prozessvisualisierung mittels Interact

Um sowohl die festeingegebenen Parameter, die variablen vorherrschenden Bedingungen als auch die Funktion der Anlage kontrollieren und auswerten zu können, wurde nach einer geeigneten Methode gesucht, die Abläufe im Schaltschrank und speziell in der SPS in übersichtlicher Form darstellen zu können. Zwar ist es möglich, über die Programmiersoftware diverse Parameter in Echtzeit tabellarisch darzustellen, jedoch leidet bei dieser Möglichkeit die Übersicht, was einerseits im sekundlichen Wechsel der Werte begründet liegt, andererseits lässt sich immer nur ein bestimmter Ausschnitt der Tabelle gleichzeitig erfassen. Es wurde also speziell für die verwendete SPS S7-200 von Siemens nach einer Visualisierungssoftware gesucht. Das Programm Interact von der Firma CTC erfüllt nicht nur diese Bedingungen, sondern bietet darüber hinaus die Möglichkeit, die erfassten Werte in einen Datenspeicher zu schreiben. Diese Option erlaubt es, den Prozess auch über einen längeren Zeitraum (z. B. über Nacht) abzuspeichern und nach Sichtung des Datenmaterials sowohl die Fehlersuche zu erleichtern als auch das Verhalten bestimmter wichtiger Parameter über eine Momentaufnahme hinaus zu beurteilen.

Das Prinzip der eingesetzten Software beruht darauf, die im Quellcode des SPS-Programms definierten Variablen in frei wählbaren Zeitabständen aus der Mnemonik der S7 auslesen und –je nach Bedarf - in eine Binärdatei zu schreiben.

Werte, welche nicht über einen längeren Zeitraum gespeichert werden müssen, werden graphisch als Kurven in einem Zeitfenster von 50 Sekunden dargestellt. Ebenso ist es möglich, Variablen, wie beispielsweise aufgelaufene Gasvolumina oder –konzentrationen, auf einer virtuellen Kont-

---

rollkonsole auszugeben. Hierdurch ist eine sehr übersichtliche Darstellung der augenblicklichen Bedingungen gewährleistet, ebenso sind kurzzeitige Trends deutlich visualisiert.

Die längerfristig gespeicherten Werte aus der Binärdatei können für eine spätere, detailliertere Auswertung mittels eines geeigneten Programms in ein ASCII-File konvertiert werden und als solches in einer Tabellenkalkulation (MS Excel) weiterverarbeitet werden. Hierdurch lassen sich Prozessabläufe, wie z. B. das Betriebsverhalten des Kessels, der Weichwasser- und Kondensatförderung und die Öffnungsintervalle und die Öffnungsdauer des Brühdampfventils untersuchen.

Die folgenden Parameter wurden während der Versuchsreihen und parallel zur Weiterentwicklung des SPS-Programms erfasst:

- aktueller Durchflusswert
- verrechneter Durchflusswert
- aktueller Sauerstoffgehalt im zugeführten Wasser
- sekundlicher Eintrag an Sauerstoff und CO<sub>2</sub>
- aufgelaufenes Gasvolumen
- aktuelle Konzentration von O<sub>2</sub> und CO<sub>2</sub>
- sekundlicher Austrag an Gasen
- Status des Brühdampfventils, des Probenventils, der Probenpumpe, des Kühlwasserventils und der Betriebsart
- Zeit und Art von Störmeldungen

Neben der Aufzeichnung von Daten aus der SPS wurden mittels eines Datenloggers weitere Randbedingungen festgehalten, wie

- Entgaserdruck
- Temperatur des zugeführten Wassers
- Zeiten der Einspeisung von Wasser in den Dampfkessel
- Raumtemperatur des Kesselhauses

Je nach Aufgabenstellung und Anforderungen an die jeweilige Versuchsreihe wurden allerdings nicht alle angeführten Parameter erfasst, da wegen Verarbeitbarkeit und Übersichtlichkeit notwendig war, die auflaufenden Datenmengen möglichst gering zu halten. So finden sich in allen bei-

gelegten Diagrammen lediglich die Kurven der für den jeweiligen Versuch bedeutungsvollen Parameter.

## 6.7 Einzuhaltende Randbedingungen

Neben der Aufrechterhaltung der Qualität des Kesselspeisewassers in Hinblick auf die Anforderungen bezüglich des Sauerstoff- und CO<sub>2</sub>-Gehalts gilt es jedoch auch noch andere Randbedingungen einzuhalten.

So dürfen auf Grund der korrosiven Eigenschaften der genannten Gase bestimmte Konzentrationen im Gasraum des Speisewasserbehälters und im Entgaser nicht überschritten werden. Doch auch eine Unterschreitung ist nicht wünschenswert.

### 6.7.1 O<sub>2</sub>-Konzentration im Dampfraum

Durch das taktende Verhalten des Brühdampfventils kommt es zwangsläufig zeitweise zu höheren Konzentrationen an Sauerstoff im Dampfraum. Zwei eigens aus diesem Grund eingeholte Gutachten beschäftigen sich mit Sauerstoffkorrosionen in Speisewasserbehältern und Entgasern.[MEI00], [MEI01]. Der Gutachter kommt zu dem Schluss, dass höhere Konzentrationen im Dampfraum bis zu einer Grenze von etwa 1.200 ppm unbedenklich hinsichtlich Korrosionsgefahr sind. Im Gegenteil sei das Konstanthalten der Konzentration auf einem bestimmten Niveau für diverse Werkstoffe eher vorteilhaft gegenüber der herkömmlichen Fahrweise, da dadurch der Aufbau einer Passivschicht (Magnetit) und deren Heilung gefördert wird.

Dennoch sollten O<sub>2</sub>-Konzentrationen im Bereich über 1.200 ppm auch kurzfristig gemieden werden, da sonst in Kombination mit den hohen Temperaturen doch Korrosionsschäden auftreten könnten.

Bei der Steuerung der **Oxytherm**<sup>®</sup>-Anlage wird durch die Parametrierung sichergestellt, dass eine Anreicherung von Sauerstoff nur bis 900, maximal 1.000 ppm zugelassen wird. Da eine Rücklösung von O<sub>2</sub> ins Wasser im erwähnten Temperaturbereich erst bei Konzentrationen im hohen Pro-

zentbereich stattfindet, ist als der begrenzende Faktor für die anspeicherbare Menge an Gasen eben diese Grenze anzusetzen.

### **6.7.2 CO<sub>2</sub>-Konzentration im Dampfraum**

Auch betreffend Kohlendioxyd ist die Grenze von 1.000 bis 1.200 ppm als Oberwert zu sehen, obwohl Schädigungen bekanntermaßen erst bei Konzentrationen ab 10.000 ppm und/oder bei Kontakt mit strömender CO<sub>2</sub> bekannt wurden. Auch dieser Wert wird im Steuerungsprogramm auf max. 1.000 ppm festgelegt.

Bezüglich der Rücklösung von CO<sub>2</sub> ins Speisewasser gelten die gleichen Bedingungen wie für Sauerstoff.

## **6.8 Änderungen gegenüber der ursprünglichen Ausgangsbasis**

Nachdem die Untersuchungen an der Pilotanlage soweit gediehen waren, dass eine praxistaugliche und wirtschaftliche Variante auch im Dauerbetrieb stabiles Verhalten zeigte, wurde damit begonnen, weitere Anlagen zu bauen und unter Praxisbedingungen zu betreiben.

Die Erfahrungen mit der Pilotanlage dienten hier als Grundlage für diverse Weiterentwicklungen. Stellenweise wurden diese Modifikationen auch an der Pilotanlage vorgenommen und zuvor auf Praxistauglichkeit überprüft.

Parallel dazu fanden am Prototyp weitere Versuchsreihen statt, welche Aufschluss auf weitere Verbesserungsmöglichkeiten und technische Alternativen geben sollen.

### **6.8.1 Technische Änderungen**

#### **6.8.1.1 Neue CPU**

Da die Firma Siemens die SPS S7-200, CPU 216 zu Gunsten der CPU 226 aus dem Programm nahm, wurden zwangsläufig die Nachfolgemodelle des **Oxytherm**<sup>®</sup>-Schrankes auf dieses System umgestellt. Eine technische Notwendigkeit hierzu (Kapazitäten der CPU) hätte bislang nicht be-

standen, jedoch garantieren die Gerätedaten dieser neuen Prozessorgeneration die Einsatzmöglichkeit von programmtechnischen Erweiterungen in der **Oxytherm®**-Anlage.

Mit Umstellung auf die neue SPS ging auch die Notwendigkeit einher, die bislang eingesetzte Programmversion des S7-Programms der leicht geänderten Semantik anzupassen, was in Kapitel 6.8.4 nochmals dargestellt wird.

#### **6.8.1.2 Aufteilung der Anlage in zwei getrennte Schaltschränke**

Von der ursprünglichen Bauweise, die Komponenten in einem gemeinsamen Gehäuse unterzubringen und den Elektronik- vom Messteil nur durch eine Schottwand zu trennen, wurde nach den Erfahrungen an der Pilotanlage weggegangen. Hier hatte es sich gezeigt, dass insbesondere bei Verwendung von kaltem Kühlwasser die beaufschlagten Komponenten und Rohrleitungen durch Taupunktunterschreitung zum Schwitzen neigen. Die resultierende hohe Luftfeuchte im Schrank kann zu erheblichen Problemen auf der Elektronikseite führen. Die Lösung bestand darin, dass man die beiden Schrankteile in separaten, baugleichen Schaltschränken unterbrachte, die miteinander zu einer Einheit verschraubt wurden.

#### **6.8.1.3 Einbau einer Aktivbelüftung für den Nassteil**

Um die Probleme der Schwitzwasserbildung gänzlich zu vermeiden und die erhöhte Wärmelast im Nassteil abzuführen, wurde eine Fremdbelüftung eingeführt. Der Ventilator wurde am Ausgangsgitter seitlich oben installiert, um eine Gefährdung durch auftretende Leckagen oder bei der Wartung (Kalibrierung der Sonde) zu vermeiden. Im Boden des Nassteils befindet sich somit nur das Luftzutrittsgitter.

#### **6.8.1.4 Einbau von Trennverstärkern**

Erfahrungen an einer Kundenanlage haben dazu geführt, dass über die Signalleitungen für analoge Messwerte Störeinflüsse auftreten können, die zu einer Verfälschung der Messwerte führen bzw. eine Messung unmöglich machen. Durch Einbau von Trennverstärkern und die Verwendung von geschirmten Messleitungen konnten die Störungen beseitigt werden. Aufgrund der langwierigen Versuche zur Beseitigung der Störeinflüsse wurde

---

beschlossen, an zukünftigen Anlagen grundsätzlich Trennverstärker einzubauen und geschirmte Kabel zu verwenden.

### 6.8.2 Geänderte Untersuchungsmethoden

Im Laufe des Gesamtprojekts wurden auch die ursprünglich angedachten Untersuchungsmethoden angepasst und modifiziert. So wurde es stellenweise notwendig, weitere als die vorgesehenen Parameter zu erfassen und auszuwerten, was stellenweise eine Erweiterung der Messtechnik zur Folge hatte. Andererseits wurden Messreihen, welche sich als bedeutungslos für die Visualisierung und/oder Steuerung des Prozesses erwiesen aufgegeben.

So wurde beispielsweise die Erfassung der Temperatur (Oberflächenmessung an der Rohrleitung) des dem Entgaser zugeführten Wassers gestrichen, da diese Daten keine weiterführenden Erkenntnisse brachten. Zur Unterscheidung, ob dem Entgaser heißes Kondensat, kaltes Zusatzspeisewasser oder eine Mischung dieser beiden Medien zugeführt wird, kann auch über die in der Durchflussmessung ermittelte Strömungsgeschwindigkeit unterschieden werden. Auf den Versuch, aus der Temperaturabhängigkeit der maximalen Sauerstofflöslichkeit im zugeführten Wasser den Eintrag an Gasen zu berechnen, wurde verzichtet, da die Messmethode (angelegter Oberflächenthermometer) als zu ungenau erachtet wurde. Der Versuch, die Anlage über dieses Kriterium zu steuern, wurde simuliert und ist in *Kapitel 6.9.7* dokumentiert.

Auch die Aufzeichnung der Druckverhältnisse im Entgaser wurde nach einigen Messreihen eingestellt. Diese Messungen brachten zunächst Erkenntnisse über diverse Zusammenhänge, die in *Kapitel 6.2.1* dargestellt sind. Für die weiteren Untersuchungen wurde jedoch mit konstantem Druck gefahren, so dass eine weitere Überwachung dieser Größe nicht mehr notwendig war.

Auch die Spurenmessung von Sauerstoff im Kesselspeisewasser brachte wichtige Erkenntnisse (siehe *Kapitel 6.9.1*). Da jedoch aus Gründen der Betriebssicherheit nicht über einen längeren Zeitraum auf die Dosierung von Natriumsulfit (Sauerstoffbindemittel) verzichtet werden konnte, waren die Aufzeichnungen dieses Kriteriums nicht mehr relevant, da eventuell auf-

---

tretende Durchschläge von Sauerstoff vom  $\text{Na}_2\text{SO}_3$  kompensiert wurden und somit keinen Ausschlag am  $\text{O}_2$ -Messgerät zur Folge hatten. Aus diesem Grund wurden auch diese Aufzeichnungen eingestellt.

Parameter, welche immer wieder zusätzlich ins Messprotokoll mitaufgenommen wurden, beziehen sich hauptsächlich auf Programmvariablen (Eingangs-/Ausgangswerte und Zwischenergebnisse), je nach benutzter Programmversion wurden hier verschiedenste Werte mitgeschrieben.

### 6.8.3 Änderungen in der Aufgabenstellung

Die ursprüngliche Aufgabenstellung, nämlich eine Steuerung zu entwickeln, welche ohne Qualitätsverlust für das Kesselspeisewasser und ohne Korrosionsgefahr Einsparungen an Verdampfungsenergie erzielen soll, blieb unverändert. Jedoch gab es Abweichungen vom Ursprungsplan, wie dieses Ziel zu erreichen sei. Außerdem ergaben sich während der Entwicklungsphase neue Anforderungen, welchen die engültig konzipierte Anlage ebenfalls gerecht werden sollte.

Anfangs war geplant - und so wurde auch die Pilotanlage entwickelt - , den Gesamteintrag an Gasen ins System zu berechnen und sekundlich aufzuaddieren. Bei Erreichen eines einstellbaren Grenzvolumens öffnete das Dampfventil für eine voreinstellbare Dauer. Zwar erfüllte diese Art der Steuerung ihre Aufgabe zufriedenstellend, im Laufe der Untersuchungen wurden jedoch einige Schwachpunkte dieser Methode aufgedeckt.

So wurde während der Öffnungsdauer des Brühdampfventils rechnerisch kein Eintrag an Gasen erfasst, außerdem musste das angespeicherte Volumen zu Beginn oder zu Ende der Öffnungsdauer im Speicher wieder auf Null gesetzt werden, was aber nicht der Realität entspricht. Vielmehr sinkt während der Öffnung das angespeicherte Gasvolumen stetig ab, anfangs wegen der höheren Konzentration noch recht schnell, später dann immer langsamer (asymptotische Funktion). Auch brachte diese Art der Steuerung den Nachteil einer relativ aufwendigen Parametrierung der Anlage mit sich, was in *Kapitel 6.10.2* beschrieben ist. Daher war es Ziel, die Steuerung derart umzugestalten, dass als Öff-

---

nungs-/Schließbefehl für das Brüdendampfventil direkt die errechnete Konzentration an Sauerstoff und CO<sub>2</sub> im Entgaser dient.

Ein weiteres Ziel bei Erreichen der Serienreife war, das System **Oxytherm**<sup>®</sup> so universell wie möglich zu gestalten. Es sollte auch möglich sein, mittels einer Anlage gegebenenfalls mehrere Entgaser parallel zu bedienen. Hierzu waren einige aufwendige Umgestaltungen im Quellcode des SPS-Programms notwendig. In *Kapitel 6.8.4* wird näher auf diesen Punkt eingegangen.

Um die größtmögliche Sicherheit zu gewährleisten, sollte auch im Falle einer Fehlmessung des Sauerstoffgehaltes im zugeführten Wasser eine Austreibung der angesammelten Gase erfolgen. Zwar kann es zu einer solchen Fehlmessung nur kommen, wenn die Wartungsvorschriften für den Sauerstoffsensoren nicht beachtet werden (¼-jährliche Rekalibrierung) oder Warnanzeigen im Display missachtet werden (Anzeige Membranenleck oder verbrauchter Elektrolyt). Dennoch sollte auch in diesem Fall täglich zumindest eine einmalige Absenkung der Gaskonzentration im Dampfraum des Speisewasserbehälters bzw. im Entgaser erfolgen. Zu diesem Zweck wurde eine sogenannte Sicherheitsabsenkung programmiert, welche zu einer parametrierbaren Uhrzeit einmal täglich das Brüdendampfventil für einen frei wählbaren Zeitraum öffnet. Bei angemessener Brüdendampfmenge gewährleistet diese Maßnahme, dass täglich einmal die Konzentration im Dampfraum auf nahezu Null abgesenkt wird, auch wenn das Ventil ansonsten nicht geöffnet würde. Zwar kann diese Maßnahme kein Ersatz für die richtige Steuerung sein, trotzdem bietet sie ein zusätzliches Maß an Sicherheit.

#### **6.8.4 Programmänderungen in der SPS**

Im Laufe der Testreihen und der Weiterentwicklung des Systems wurden verschiedene Anpassungen im Quellcode des SPS-Programms notwendig.

Eine vollständige Auflistung sämtlicher Versionen findet sich in

*Tabelle 8: Versionsänderungen SPS-Programm.*

Auflistung der Programmversionen			
Versionsschlüssel			
Name:		Oxycoff Vn.m.x	
<b>Schlüssel für n:</b>			
wird geändert bei: genereller Umstrukturierungen und größerer Updates			
n=	Erkuterung	Auswirkung	Datum
1	"Originalprogramm"		
2	Drahtbruch von BUJL auf BUJL geändert: wenn Eingang < 4 mA => 4 mA; Ringpuffer aufgebaut, aktueller O2-Wert wird mit historischem Diff. verrechnet;	Programm läuft jetzt ohne Fehlermeldungen "Analogwert"; einstellbarer Zeitversatz für O2-Wert, ab ca t=90 Berechnung mehr;	8. Nov 00
3	Ringpuffer über Tabelleneinträge, Steuerung Ventile über Konzentration O2 und CO2 Berechnungen für CO2, CO2-Ein/Austrag und Konzentration in Unterprogrammen Berechnung CO2 prozentual z. ZSP-Werteintrag Berechnung Einsparung und Ausgabe auf CP3 OPE Eingaber, Ar legendeler etc. Extra-Version für CPU z/6	fast alles anders	22. Jun 01
4			
<b>Schlüssel für m:</b>			
bezeichnet Art der Eingangsverarbeitung (speziell Diff.)			
m=	Erkuterung		
U1	Diff.-Eingang 4 - 20 mA		
O2	Diff.-Eingang 0 - 5 V		
IB	Diff.-Eingang als -frequenz		
O'			
IB'			
<b>Schlüssel für x:</b>			
kleinere Änderungen			
V 2.01.02	Änderung Potenz für CP3; VW-TN-Eintrag weischafer; Ausgabe Ymax für Interact (VW332) Rücksetzer V0-T04, sobald T04 > T00	Anzeige OP3 und Interact == SPS Wert; Y <sub>bst</sub> zählt auch bei geoffnetem Ventil hoch	22. Jan 01
V 2.01.03	Luffzeit bei erstem Anlauf auf 0 setzen	Luffzeit immer, wenn SFS in Betrieb	15. März 01
V 2.01.04	Rücksetzer Rf -Flenzahler (V1450, 454, 450) auf Null, wenn V6000 durch OPE gesetzt wird	Rücksetzen möglich via OP 3	19. März 01
V 2.01.05	Öffnungszeit Tankventile verlängert sich, wenn Ymax nochmal erreicht		7. Apr 01
V 2.01.06	Simulationprozess über Timer Potic fehrbar (auch OP3) Handheld für OP3 eingerichtet; bei Ymax => Unterprogramm Abfrage Systemzeit und Fastri Sicherheitsabsenzung via CP3	Programmtest auch ohne Analogeingang möglich; Ventile und Pumpe direkt ansteuern; Überblick über; tägliche Absenkung auf eine niedrige Konzentration d.v. Konigkeiten	18. Apr 01
V 3.01.02	div. Anpassungen während BS		3. Jul 01

**Tabelle 8: Versionsänderungen SPS-Programm**

An dieser Stelle sollen die Änderungen behandelt werden, welche prinzipielle Auswirkungen auf den Programmablauf und die Funktion beinhalten.

So war eine Anpassung der Durchflusswerte dahingehend notwendig, dass eine Verrechnung des aktuellen Durchflusswerts mit der Sauerstoffkonzentration einen Fehler darstellte, da die Sauerstoffsonde konstruktionsbedingt den tatsächlichen Wert erst nach einer gewissen Vorlaufzeit ausgibt. Das Problem wurde derart gelöst, dass sekundlich der aktuell gemessene Durchflusswert in eine Tabelle geschrieben (zwischengespeichert) wird und erst nach der frei parametrierbaren Messverzogerungszeit

---

(wird bei der Inbetriebsetzung bestimmt) zur Verrechnung freigegeben wird.

Eine weitere Modifikation des Programms bestand darin, dass anfangs über den Sauerstoffeintrag das Gesamtgasvolumen ( $O_2+CO_2+N_2$ ) im Gasraum berechnet wurde und das Brüdendampfventil bei Erreichen eines Grenzvolumens für einen definierten Zeitraum öffnete. Da hier bei jeder Parametrierung über das OP3 die Ventilöffnungszeit neu aus den Anlagendaten berechnet werden musste und auch der gleichzeitige Austrag an Gasen bei geöffnetem Ventil nicht berücksichtigt wurde, erfolgte eine Umstellung der Öffnungskriterien des Brüdendampfventils. Jetzt erfolgt das Öffnen beim Erreichen einer vorgegebenen oberen Grenzkonzentration für  $CO_2$  oder  $O_2$ , der Schließbefehl erfolgt, sobald beide Konzentrationen unter den vorgegebenen Mindestwert fallen. Aus der Anlagengeometrie und dem eingebrachten Gas errechnet die SPS die jeweilige Konzentration und - verknüpft mit dem bekannten Brüdendampfvolumenstrom - den sekundlichen Austrag an Gasen.

Auch der sekundliche Eintrag an  $CO_2$  wird mittlerweile nicht mehr als statischer Sicherheitsaufschlag berechnet, sondern prozentual zum Eintrag an  $O_2$ . Dies beruht darauf, dass aus der vorherrschenden Sauerstoffsättigung im zugeführten Wasser der Anteil an Zusatzspeisewasser berechnet werden kann und nur in dieser Teilmenge die Karbonathärte als potentieller  $CO_2$ -Lieferant in Betracht gezogen werden muss.

Um das Programm auch möglichst flexibel zu halten, wurden Teilabläufe in eigene Unterprogramme gestellt, welche nach Bedarf auch mehrfach durchlaufen werden können. Dies ist bislang notwendig bei Anlagen, welche mehr als einen Entgaser gleichzeitig optimieren. Aber auch für spätere Weiterentwicklungen ist diese übersichtliche Programmstruktur von Vorteil.

Die Einführung einer sogenannten „Sicherheitsabsenkung“ bewirkt ein weitgehend vollständiges Ausspülen des Entgasersystems zu einem vorgegebenen Zeitpunkt. Dies ist dann wichtig, falls über einen längeren Zeitraum die Sauerstoffsonde nicht entsprechend der Betriebsanleitung gewartet wurde und daher zu niedrige Werte anzeigt. Als Folge davon würde sich die zulässige Konzentration im Dampfraum erhöhen. Durch die täglich

stattfindende Sicherheitsabsenkung werden daraus resultierende Schäden weitgehend ausgeschlossen.

Weitere Änderungen betrafen die Bedienbarkeit der Anlage.

So wurde über das OP3 ein Simulationsmodus ermöglicht, welcher zu Testzwecken das Programm auch ohne vorhandenen Analogeingang ablaufen lässt. Außerdem lasen sich die Dampf-, Probenstrom- und Kühlwasserventile und die Probenpumpe von Hand schalten, um die Verdrahtung überprüfen zu können.

Auch die integrierten Betriebsstundenzähler (Automatik- und Störstunden sowie Öffnungszeit des Dampfventils) wurden um eine Rückstellfunktion erweitert, außerdem kann die aktuelle Einsparungsrate mittlerweile direkt am OP3 abgelesen werden.

## **6.9 Durchgeführte Messreihen und Ergebnisse**

Im Folgenden werden die wesentlichen Versuchsreihen, die an der Pilotanlage durchgeführt wurden, beschrieben.

### **6.9.1 Auswirkungen des angespeicherten Gasvolumens auf die Wasserqualität**

Um zu gewährleisten, dass über das Anspeicherverhalten von Gasen im Dampfraum von Speisewasserbehälter und Entgaser keine negative Beeinflussung der Kesselspeisewasserqualität erfolgen kann, wurde zunächst überprüft, ab welcher Konzentration von Sauerstoff in der Dampfphase ein signifikanter Anstieg des O<sub>2</sub>-Gehaltes im Kesselspeisewasser resultiert.

Die typische Sauerstoffkurve dieses Mediums wurde während des konventionellen Betriebes (Brühdampfventil dauernd geöffnet) aufgezeichnet, um als Grundlage für weiterführende Vergleiche dienen zu können.

In Folge wurde dann die Parametrierung der Anlage so geändert, dass in kleinen Schritten das zulässige Speichervolumen für ausgetriebene Gase

erhöht wurde und jeweils über einen längeren Zeitraum (i. D. Regel 24 Stunden) der resultierende Sauerstoffgehalt im Kesselspeisewasser aufgezeichnet.

Dabei musste beachtet werden, dass für diese Versuchsreihe keinerlei sauerstoffbindende Mittel (Natriumsulfit oder Hydrazin) zudosiert wurden, da diese zu einer deutlichen Verfälschung der Messergebnisse geführt hätten. Auch hierzu wurde ein Vorversuch gefahren, welcher ermitteln sollte, innerhalb welchen Zeitraumes die Zehrung der im System vorhandenen Sauerstoffbinder abgeschlossen ist. Hierzu wurde die Aufzeichnung des Sauerstoffgehaltes im Kesselspeisewasser über den Datenlogger gestartet und im Anschluss die Dosierung von  $\text{Na}_2\text{SO}_3$  gestoppt.

Der Anstieg der Sauerstoffwerte wurde bewertet und brachte die Erkenntnis, dass die im System verbliebenen Sauerstoffbinder zunächst ausreichen, um den bisherigen Level der Sauerstoffkonzentration zu halten. Nach 4 – 6 Stunden war eine leichte  $\text{O}_2$ -Zunahme im Kesselspeisewasser zu verzeichnen, welche über mehrere Stunden anhielt. Nach etwa 12 Stunden verlangsamte sich der Anstieg, und nach 24 Stunden konnten keine signifikanten Änderungen der Konzentration mehr festgestellt werden, d. h., ab diesem Zeitpunkt konnten die eigentlichen Messreihen gestartet werden.

In *Abbildung 17: Sauerstoffanreicherung nach Verzicht auf Natriumsulfit* ist diese Entwicklung grafisch dargestellt.

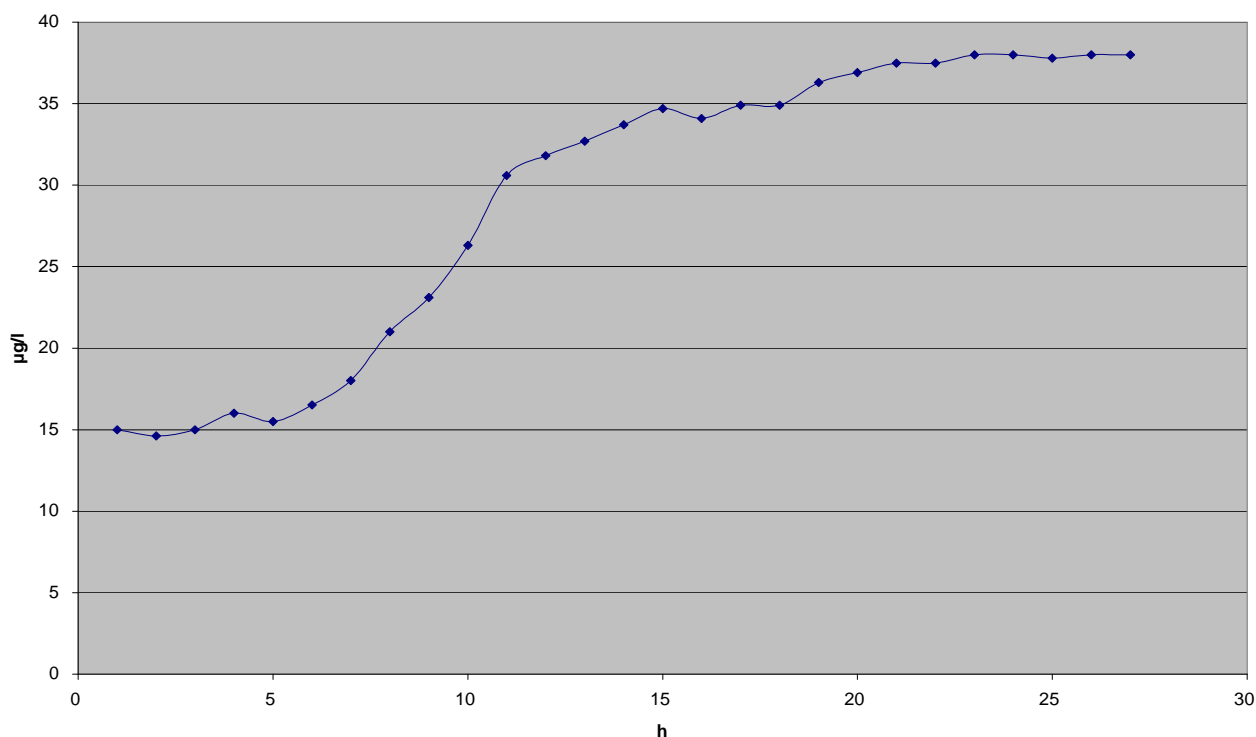


Abbildung 17: Sauerstoffanreicherung nach Verzicht auf Natriumsulfit-Dosierung

Die schrittweise Erhöhung des zulässigen Speichervolumens erfolgte sehr vorsichtig, da nicht riskiert werden sollte, dass erhöhte Sauerstoffwerte im Speisewasser in den Kessel eingebracht werden.

Allerdings zeigte sich, dass erst bei einem angespeicherten Volumen von 120 Litern Luft, entsprechend einer Sauerstoffkonzentration im Dampfraum von rund 4000 ppm oder 4 Vol.-%, eine Rücklösung von Gas gegeben war. Über diesen Wert hinaus wurden diese Versuche aus den genannten Gründen nicht fortgesetzt.

### 6.9.2 Auswirkungen des Druckniveaus auf die Entgasungsleistung

Ebenso wurden die Auswirkungen des vorherrschenden Druckes im Entgaser auf die Speisewasserqualität untersucht, sowohl bei Daueröffnung des Brühdampfventils als auch im **Oxytherm**<sup>®</sup>-Betrieb (taktende Öffnung). Die Stellung des Ventils sowie die Öffnungsbedingungen wurden hier jeweils gleich gehalten.

---

Die Untersuchungen zeigten, dass Änderungen der O<sub>2</sub>-Konzentration im Speisewasser lediglich auf geänderte Abschwadungsmengen zurückzuführen waren (siehe Kapitel 6.2.1). Wurde die Ventilstellung dem geänderten Entgaserdruck angepasst, so dass der Brühdampfvolumenstrom der gleiche war, ergaben sich keinerlei Änderungen der Kesselspeisewasserqualität.

### **6.9.3 Variable Öffnungszeiten des Brühdampfventils**

Nachdem in Kapitel 6.9.1 ersichtlich wurde, dass durch das taktende Öffnen des Fededampfventils keinerlei Beeinträchtigung der Speisewasserwerte gegeben ist, da die kritische Gaskonzentration im Dampfraum um ein Vielfaches eher durch die korrosionstechnischen Vorgaben begrenzt wird, wurden verschiedenste Öffnungsintervalle und –zeiten gefahren, um die günstigsten Parameter für die optimale Einsparungsrate zu finden.

Es zeigte sich jedoch rasch, dass die an der Pilotanlage gewonnenen Erkenntnisse nicht ohne weiteres auf andere Anlagen übertragen werden können, da viele Variablen wie z. B. die Entgaser- und Speisewasserbehältergeometrie eine Rolle spielen. Daher wurden diese Parameter über eine Simulationsrechnung darzustellenversucht. Nähere Angaben zu diesem und anderen Rechenmodellen finden sich in Kapitel 6.10.

### **6.9.4 Öffnung des Brühdampfventils in direkter Abhängigkeit der Konzentration von O<sub>2</sub> und CO<sub>2</sub> im Dampfraum**

Dieses Rechenmodell führte auch zwangsläufig zu einer Version der Programmsteuerung, bei welcher nicht mehr das angespeicherte Luftvolumen als Öffnungsbedingung für das Dampfventil herangezogen wird, sondern direkt die errechnete Konzentration von Sauerstoff und Kohlendioxid im Dampfraum. Auch schließt das Ventil ab dieser Version nicht mehr nach einer gegebenen Öffnungsdauer, sondern erst beim Erreichen einer unteren Grenzkonzentration.

Der Programmablauf ist aus einem Interact-Mitschnitt in

Abbildung 18: Funktionsweise der Steuerung über die Konzentration dargestellt.

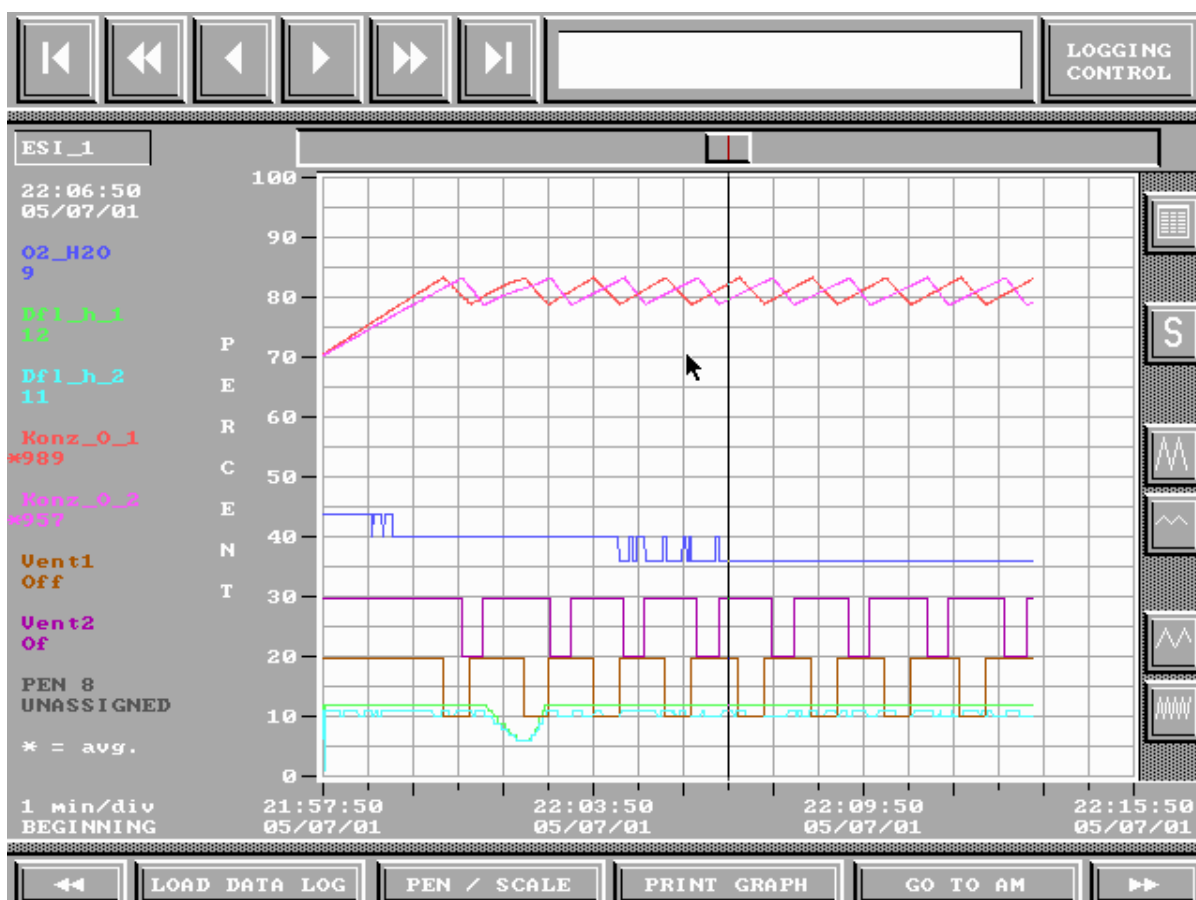


Abbildung 18: Funktionsweise der Steuerung über die Konzentration

Im vorliegenden Fall werden von der Anlage zwei parallel arbeitende Entgaser bedient, welche aus der gleichen Wasserleitung (Zusatzspeisewasser und Kondensat) beschickt werden, so dass zur Ermittlung des Sauerstoffgehaltes eine gemeinsame Messung ausreichte. Der ermittelte Wert ist im Diagramm als dunkelblaue Linie dargestellt. Die den beiden Entgasern zugeführten Wassermengen (der Verrechnungswert) finden sich in der türkisen und der grellgrünen Kurve. Es resultieren die entsprechenden Sauerstoffkonzentrationen im Dampfraum der Entgaser, dargestellt in den Farben rot und rosa. Deutlich erkennbar ist der zunächst lineare Anstieg beider Konzentrationen (im Messzeitraum waren Durchfluss

---

und O<sub>2</sub>-Konzentration weitgehend konstant) bis zum Erreichen des oberen Grenzwertes. Entsprechend den Programmvorgaben öffnet bei Erreichen dieses Wertes das jeweilige Brüdendampfventil (**braun**: Entgaser 1, **violett**: Entgaser 2), worauf die jeweilige Gaskonzentration wieder abnimmt. Bei Erreichen der unteren Grenzkonzentration wird wiederum der Schließbefehl gegeben. Aus Gründen der Übersichtlichkeit wurde in der graphischen Darstellung der Ein- und Austrag sowie die Konzentration an CO<sub>2</sub> nicht dargestellt, zumal auf Grund der Wasseranalyse diese Komponente im vorliegenden Fall außer Acht gelassen werden konnte (Vollentsalzung).

### 6.9.5 Steuerung der Anlage über den Brennstoffverbrauch

Ursprünglich war geplant, die Steuerung der Anlage auch über die dem Kessel zugeführte Menge an Brennstoff zu fahren. Diesem Gedanken waren folgende Überlegungen zu Grunde gelegt:

In bestehenden Dampf-/Kondensatsystemen ist eine gewisse Menge an Dampfverlusten gegeben. Diese setzen sich zusammen aus Verlusten durch die Absalzung und Abschlammung des Kessels, aus Nachdampfverlusten bei offenen Kondensatsystemen, den Schwaden für die thermische Entgasung und schließlich aus Reindampfverbrauchern z.B. für Reinigungsmaschinen (Faß- oder Keganlage) oder zu Sterilisationszwecken (Dämpfen von Rohrleitungen oder Behältern). Auch verbleibt bei einigen Produktionsprozessen der eingesetzte Dampf im Produkt. Stellenweise muss auch auf eine Rückführung von Kondensat verzichtet werden, da Undichtigkeiten in Wärmetauschern dazu führen könnten, dass das Kondensat verunreinigt zurückgeführt wird (chemische Industrie).

Diese Verluste sind für jeden Betrieb spezifisch aus den Kesselhausbüchern nachvollziehbar und übers Jahr als konstant anzusetzen. Damit kann über die jährlich erzeugte Dampfmenge der Eintrag an Zusatzspeisewasser und bei als konstant angenommenen Sauerstoff- und CO<sub>2</sub>-Konzentrationen im Wasser der Eintrag an Gasen ins System berechnet werden.

Die Dampfproduktion wiederum ist weitgehend proportional zur verbrauchten Brennstoffmenge, da die Enthalpie zur Erzeugung von Dampf einer bestimmten Druckstufe gegeben ist. Hierbei müssen jedoch der Kessel-

---

wirkungsgrad, Abstrahlverluste am Kessel und an den Dampf- und Kondensatleitungen und andere Wärmeverluste einbezogen werden, die nicht vollständig erfasst werden können.

Letztlich kann eine Relation zwischen Brennstoffeinsatz und Gaseintrag ermittelt werden, die allerdings eine gewisse Schwankungsbreite aufzeigt, bedingt durch

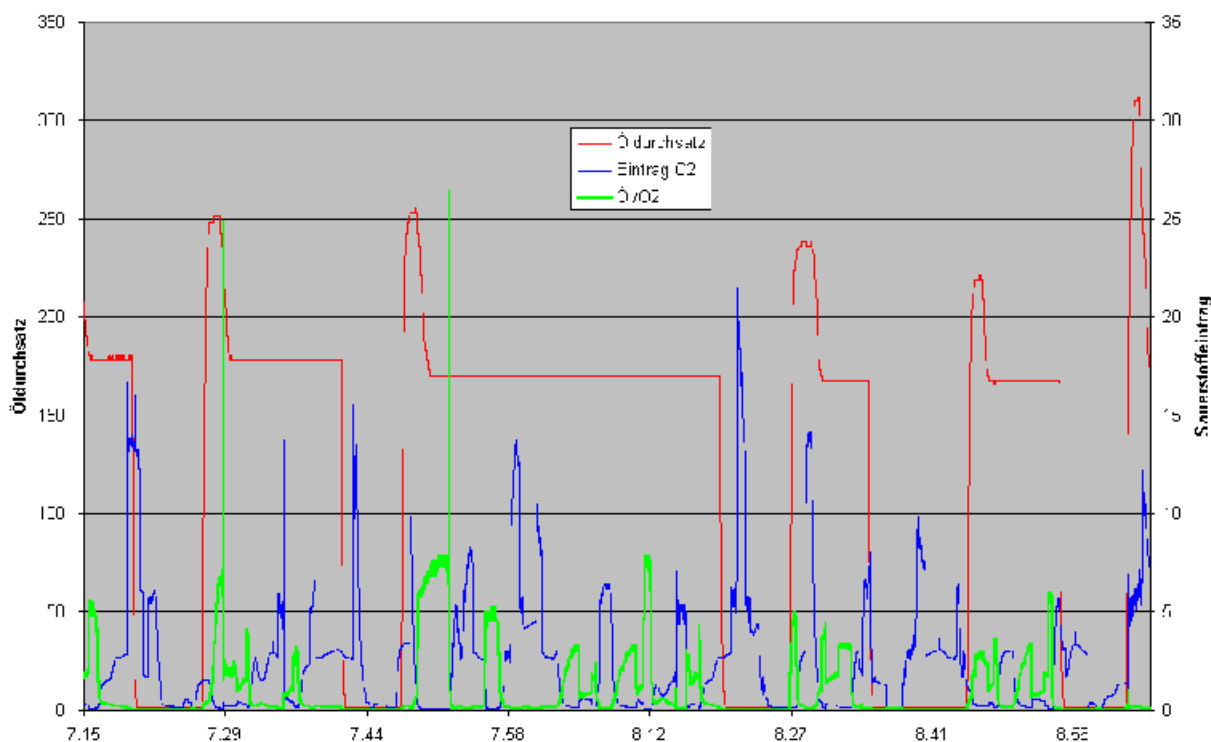
- Schwankungen im Gasgehalt des eingebrachten Wassers
- Schwankungen im Wirkungsgrad des Kessels, bedingt durch das Lastverhalten
- Veränderliche Enthalpiemenge zur Dampferzeugung durch schwankenden Kesseldruck
- Veränderliche Abstrahlverluste z. B. am Wochenende oder bei Stillstand des Kessels

Mit den bekannten Nachteilen eines solchen Verfahrens kann dennoch der Sauerstoffeintrag als Funktion des Brennstoffverbrauchs dargestellt werden, wenn man innerhalb der gegebenen Schwankungsbreite stets auf die sichere Seite rechnet.

Allerdings zeigte sich, dass zwischen verbranntem Öl/Gas als Maß für die Kesselleistung und dem eingebrachten Sauerstoff während kürzerer Zeitabschnitte (stündlich, täglich und – je nach Betrieb – z. T. auch wöchentlich) keinerlei Korrelationen bestehen. Dies ist begründet in der Tatsache, dass der übers Jahr relativ konstante Anteil an Zusatzspeisewasser im Tages-/Wochenverlauf sehr starken Schwankungen unterworfen ist. Somit wäre bei einer Steuerung der Anlage über den Brennstoffverbrauch zwar gegeben, dass im Jahresverlauf alle schädlichen Gase ausgetrieben werden, sich jedoch zwischenzeitlich sehr hohe Spitzen an Gaskonzentrationen im Dampfraum ergäben. Schon aus korrosionstechnischer Sicht ist dies aber nicht vertretbar, so dass sich dieser Parameter als unbrauchbares Kriterium herausstellte.

Um diese Tatsache auch messtechnisch zu dokumentieren, wurde über einen Zeitraum von mehreren Tagen einerseits der Brennstoffverbrauch, andererseits der über die **Oxytherm**<sup>®</sup>-Anlage gemessene Sauerstoffeintrag aufgezeichnet.

In *Abbildung 19: Korrelation von Brennstoffverbrauch und Sauerstoffeintrag* ist dies beispielhaft verdeutlicht. Der Übersichtlichkeit halber ist für das dargestellte Diagramm ein Zeitfenster von knapp zwei Stunden dargestellt.



**Abbildung 19: Korrelation von Brennstoffverbrauch und Sauerstoffeintrag**

Als fiktive Größe wurde noch der Quotient aus beiden Parametern gebildet, welcher mehr oder weniger konstant sein müsste, um als Steuerkriterium in Frage zu kommen. Der unregelmäßige Verlauf dieses Graphen belegt obig gemachte Aussage.

### 6.9.6 Steuerung der Anlage über den Speisewasserdurchsatz

Als ein weiterer Steuerungsparameter sollte der Wert der Wasseruhr für den Zusatzspeisewasserbedarf dienen. Dies hätte den Vorteil, dass dieses Bauteil in vielen Kesselanlagen bereits Bestand ist, da hierüber meist die Regenerierung der Wasserenthärtungsanlage gesteuert wird.

Bei der Pilotanlage scheiterte allerdings der Versuch, diesen Wert zusätzlich in die SPS einzulesen, an der elektrotechnischen Ausführung. Diese

Art der Auswertung wurde dafür bei einer anderen Anlage eingesetzt, das vorhandene Signal (Frequenz) der Wasseruhr wurde verdoppelt und über einen im Schaltschrank integrierten Messumwandler in ein Analogsignal umgeformt.

An der Funktionsweise und am Programmaufbau wurde nichts verändert, Auswirkungen ergaben sich also nur den elektrischen Aufbau des Schanks betreffend.

Insgesamt betrachtet kann diese Methode immer dort zum Einsatz kommen, wo eine Verdopplung eines Frequenzsignals an einer bestehenden Wasseruhr möglich ist. Bei weiteren Fällen dieser Art soll jedoch auf einen Messumformer verzichtet werden, statt dessen sollen die Impulse direkt in die Digitaleingänge der SPS eingeleitet werden und dort über ein entsprechendes Unterprogramm in Durchflusswerte umgerechnet werden.

Da bei dieser Vorgehensweise aber nur der Sauerstoffeintrag über das kalte Zusatzspeisewasser messtechnisch erfasst wird, muss entweder gewährleistet sein, dass das Kondensat unter leichtem Überdruck und über dem Siedepunkt bei Atmosphärendruck zurückgeführt wird (kein Eintrag inerter Gase) oder es muss je nach Kondensattemperatur und –anteil ein entsprechender Sicherheitszuschlag in der Programmverrechnung eingeführt werden.

Allgemein wirken sich derartige Sicherheitszuschläge ungünstig auf die Einsparungsrate aus, da jeweils vom Schlechtpunkt ausgegangen werden muss.

#### **6.9.7 Steuerung der Anlage ohne Online-Sauerstoffmessung**

Im Rahmen der Versuchsreihen sollte auch ermittelt werden, inwieweit eine Vereinfachung des Verfahrens zur Kostenreduktion der Anlage durchführbar und vertretbar ist.

Basierend auf der Überlegung, dass der Großteil an schädlichen Gasen – physikalisch bedingt – über das kalte Zusatzspeisewasser eingebracht wird, soll der Kondensatstrom messtechnisch nur noch volumetrisch erfasst, oder über das bekannte Verhältnis Kondensat/Zusatzspeisewasser

berechnet werden. Bei ausreichend heissem Kondensat (geringe Gasbelastung) kann in diesem Fall mit dem Jahresmittel gerechnet werden, da die Schwankungen und somit der einzubeziehende Sicherheitszuschlag relativ gering sind.

Auf Seiten des Kaltwassers kann die Sauerstoffmessung entfallen, wenn man abhängig von der Temperatur jeweils die maximale (physikalisch mögliche) Sauerstoffkonzentration ansetzt. Zwar ergibt sich auch hier das Problem, dass stets für den Schlechtfall gerechnet werden muss, und dementsprechend die erreichbare Einsparungsrate deutlich niedriger ist. Allerdings stehen dieser geringeren Einsparung auch deutlich reduzierte Anlagenkosten gegenüber, da gerade die Sauerstoffmessung eine der kostenintensivsten Komponenten der **Oxytherm**<sup>®</sup>-Anlage darstellt. Gerade für kleinere Betriebe könnte diese Art der Ausführung noch wirtschaftlich interessant sein, wo die Variante mit O<sub>2</sub>-Messung eine zu lange Kapitalrückflussdauer bedingen würde. Allerdings stellt nicht nur der ROI ein wirtschaftliches Kriterium zur Investitionsentscheidung dar, sondern auch die Kapitalwertentwicklung in der Anlagenlebensdauer.

Zur Verdeutlichung ist dies in *Abbildung 20: Kapitalwertentwicklung verschiedener Anlagenversionen* graphisch dargestellt.

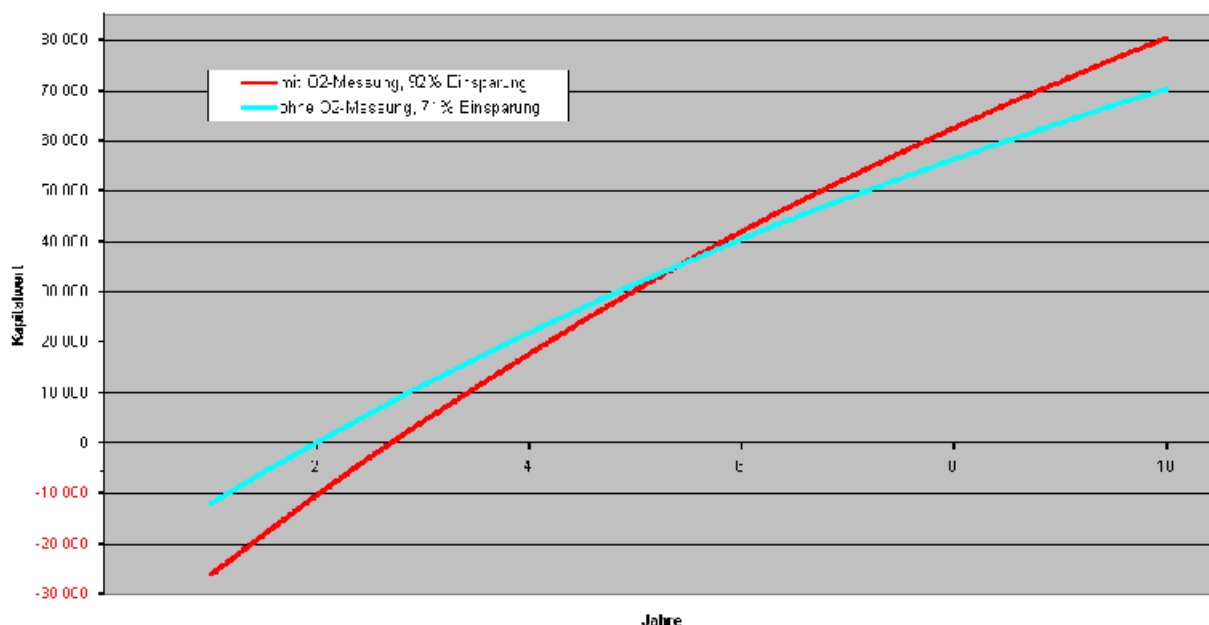


Abbildung 20: Kapitalwertentwicklung verschiedener Anlagenversionen

---

Für die „abgespeckte“ Anlagenvariante ergibt sich eine sehr schnelle Kapitalrückflussdauer von knapp zwei Jahren, während die **Oxytherm®**-Anlage mit Komplettausstattung sich erst nach 2,7 Jahren amortisiert. Nach 5,46 Jahren allerdings schneiden sich die beiden Kurven bereits, und nach Ablauf der (knapp) angesetzten Lebensdauer ist die Differenz des Kapitalwertes bereits größer als 10.000 DM.

Um die „kleine“ Anlage simulieren zu können, wurde das Programm für die SPS derart geändert, dass bei Eintrag von Zusatzspeisewasser der Volumenstrom mit fest hinterlegten Sauerstoffwerten multipliziert wird. Um zu unterscheiden, ob es sich bei vorhandenem Durchfluss um Zusatzspeisewasser oder Kondensat handelt (Pilotanlage eine Leitung), wurde die Tatsache ausgenutzt, dass bei der Pilotanlage je nach Medium verschiedene Strömungsgeschwindigkeiten gegeben sind. So wird Zusatzspeisewasser mit einem Volumenstrom von ca. 3 m<sup>3</sup>/h, Kondensat hingegen mit 6 m<sup>3</sup>/h gefördert. Bei Mischförderung ergibt sich ein Volumenstrom von bis zu 9 m<sup>3</sup>/h. Ansonsten wurde die Parametrierung der Anlage belassen und über die Öffnungszeiten des Brühdampfventils die Einsparungsrate berechnet.

Die Rate reduzierte sich von 92 % auf 78 %, wobei wegen der sehr hohen Kondensattemperaturen (> 100 °C) und der geschlossenen Kondensatwirtschaft kein Gaseintrag von dieser Seite veranschlagt wurde. Es wurde auch der Fall simuliert, dass die Kondensattemperatur nur bei 90 °C läge, was eine Einsparungsquote von 71 % zur Folge hatte.

Die Versuche zur Weiterentwicklung in dieser Richtung sind noch nicht abgeschlossen, das vereinfachte Verfahren ist im Patent ebenfalls schutzrechtlich abgedeckt.

## **6.10 Grenzen der praktischen Nachweismöglichkeiten und theoretische Berechnungen**

Zwar können viele Parameter und daraus resultierende Zustände im/um den Entgaser und den Speisewasserbehälter direkt ermittelt werden, wie Ein-/Ausstrag an Wasser, Druck und Temperatur im Entgaser, sowie Sauerstoffgehalt und Temperatur des eingebrachten Wassers. Die tatsächlich vorherrschende Konzentration an Gasen im Dampfraum des Entgasers

und des Speisewasserbehälters jedoch kann nicht auf diesem Weg gemessen werden. Sämtliche auf dem Markt angebotenen Sauerstoff- und CO<sub>2</sub>-Sonden scheitern an den dort vorherrschenden Bedingungen (ca. 103 – 108 °C, Dampfeuchte).

Über die bekannten Parameter können jedoch für die verschiedenen Fahrweisen auch diese Zustandsgrößen errechnet werden. Die insgesamt eingebrachte Menge an Sauerstoff wird direkt im Oxytherm-Schrank gemessen und aufaddiert, der Anteil an CO<sub>2</sub> ergibt sich rechnerisch aus der Luftzusammensetzung und der Wasseranalyse und auch der Stickstoff lässt sich auf diesem Wege darstellen.

Über das Volumen von Entgaser und freiem Dampfraum (oberhalb des Speisewasserspiegels) berechnet sich die jeweilige Konzentration. Der Austrag an Gasen resultiert aus dem vorab ermittelten Dampfstrom am Ventil und der zum jeweiligen Zeitpunkt vorherrschenden Konzentration.

Über eine Betrachtungsweise der jeweiligen Zustände in engen Zeitintervallen ergibt sich ein hinreichend genaues Bild für das Gesamtsystem.

Im folgenden wird diese Simulationsrechnung für verschiedene Betriebsweisen des Systems durchgeführt. Zum einen ergeben sich hieraus Erkenntnisse über das Konzentrationsverhalten bei herkömmlicher Fahrweise, welche bislang selbst in der einschlägigen Fachliteratur nicht zu finden waren. Andererseits kann der direkte Vergleich der Belastung mit schädlichen Gasen zum System **Oxytherm**<sup>®</sup> gezogen werden.

#### **6.10.1 O<sub>2</sub>-Anreicherung bei herkömmlicher Fahrweise**

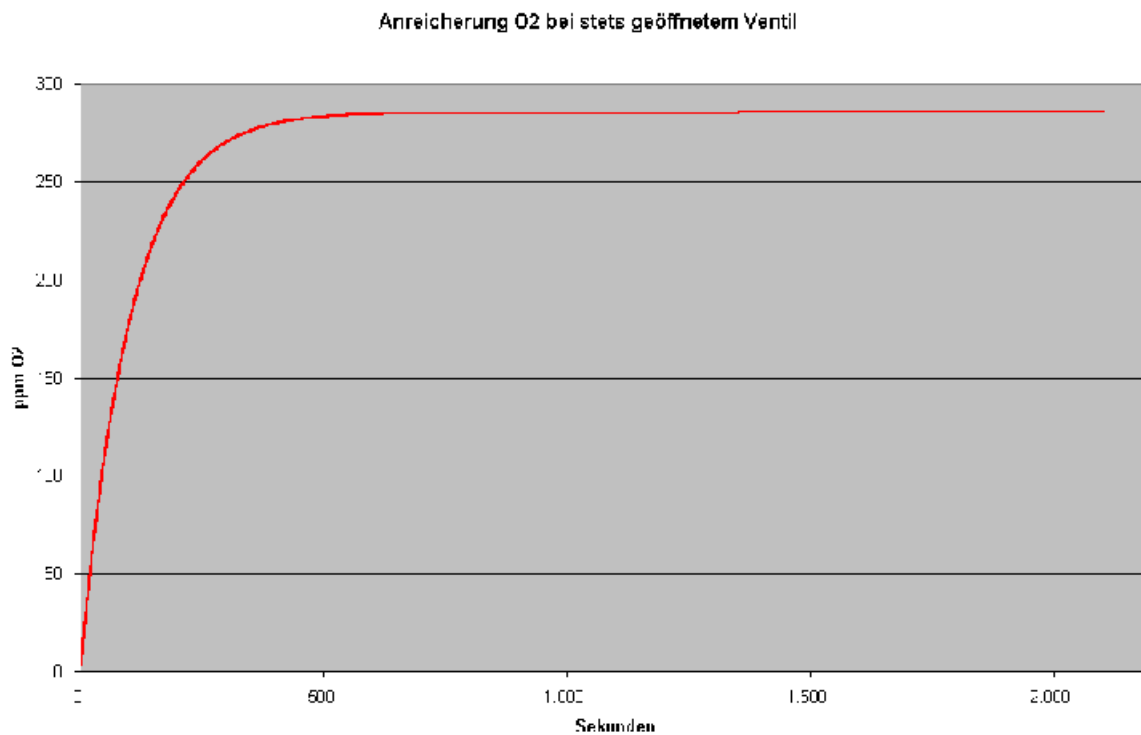
Selbst bei herkömmlicher Fahrweise (Brühdampfventil stets geöffnet) herrscht im Dampfraum des Systems keine absolut Sauerstoff- und CO<sub>2</sub>-freie Zone. Abhängig vom Dampfstrom, von der Entgasergeometrie und dem Gaseintrag über das zugeführte Wasser stellt sich vielmehr eine Konzentration ein, welche aber auch in Abhängigkeit vom Betriebszustand schwankt. So sinkt bei längerem Kesselstillstand die Konzentration an Sauerstoff (als Referenzgas) auf nahezu Null, bei vermehrter Einbringung von Zusatzspeisewasser können sich je nach Einstel-

lung des Dampfventils und Dauer des Eintrags Konzentrationen von mehreren Tausend ppm ergeben.

Wie bereits in den *Kapiteln 6.7.1 und 6.7.2* dargestellt wurde, ist es aus korrosionstechnischer Sicht erstrebenswerter, eine konstante Konzentration z.B. im Bereich von 900 bis 1000 ppm aufrecht zu erhalten.

In Bezug auf die Qualität des Kesselspeisewassers sind oben genannte Differenzen jedoch belanglos, da ein Rücklösen der Gase bei den gegebenen Druck- und Temperaturverhältnissen erst bei sehr viel höheren Konzentrationen ( ca.4-fache Konzentration) stattfinden würde.

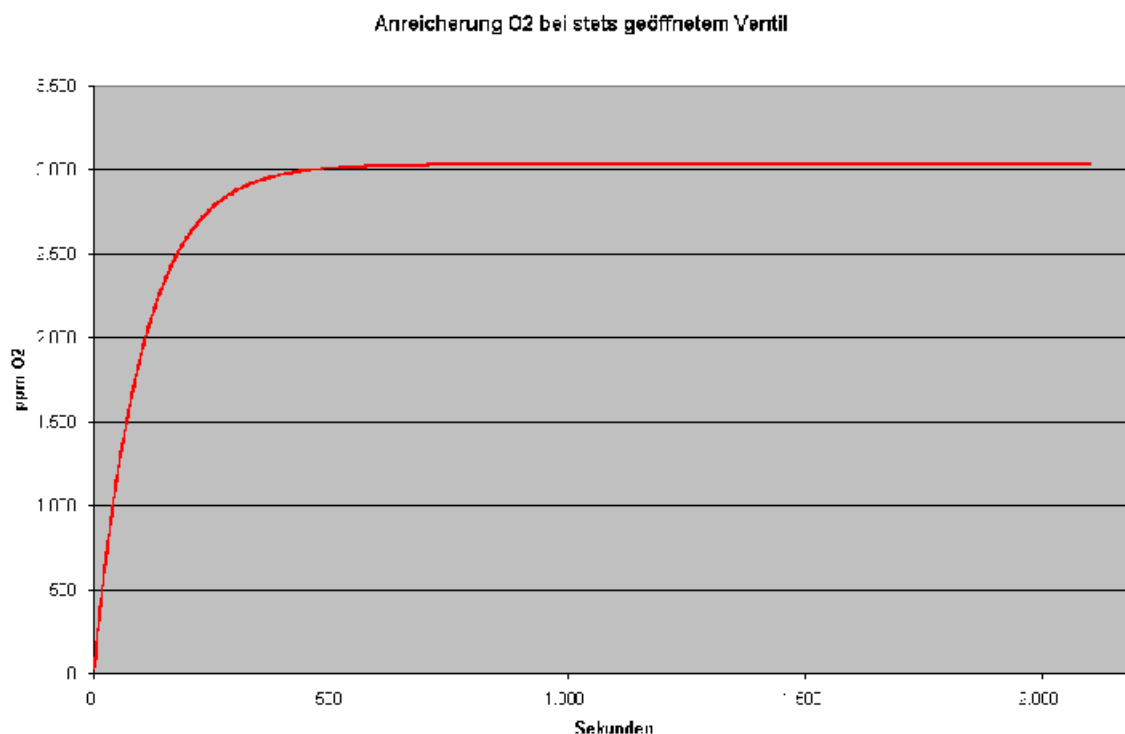
*Abbildung 21: Sauerstoffanreicherung im Entgaser, Fall 1* zeigt die Entwicklung der Sauerstoffkonzentration im Dampfraum des Speisewasserbehälters ausgehend von einem hypothetisch luftfreien Raum zum Zeitpunkt Null. Die Einstellung des Brühdampfventils ist im vorliegenden Fall so gewählt, dass die Entgasungsleistung ausreichend ist (0,5 % der Kesselleistung, bei 30 % Zusatzspeisewasseranteil). Die Sättigung der Dampfatmosphäre ist bei ca. 300 ppm erreicht, bei dieser Konzentration ist der Austrag an Sauerstoff gleich dem Eintrag.



**Abbildung 21: Sauerstoffanreicherung im Entgaser, Fall 1**

Im Gegensatz dazu ist in *Abbildung 22: Sauerstoffanreicherung im Entgaser, Fall 2* die Einstellung der Brüdendampfleistung ungenügend (0,2 % der Kesselleistung, 85 % Zusatzspeisewasser).

Die Konzentration in der Dampfphase erhöht sich hier auf über 3.000 ppm, es sind auf Dauer Schädigungen durch Korrosion zu erwarten.



**Abbildung 22: Sauerstoffanreicherung im Entgaser, Fall 2**

### 6.10.2 O<sub>2</sub>-Anreicherung bei Einsatz Oxytherm

Durch das Takten des Brühdampfventils mit festgelegter Öffnungsdauer (ursprüngliche Fahrweise) erhöht sich die Konzentration an inerten Gasen im Entgaser und im Dampfraum des Speisewasserbehälters zwangsläufig gegenüber dem herkömmlichen Betrieb. Je nach Einstellung des Ventils kann während eines Öffnungsintervalls nur ein bestimmter Teil des angespeicherten Volumens aus dem System ausgespült werden, so dass vor der nächsten Anspeicherphase bereits eine gewisse Restkonzentration gegeben ist. Aber auch hier steigt die Konzentration nicht beliebig an, sondern es ergibt sich ebenfalls ein Gleichgewichtszustand, der je nach Parametrierung nach einer gewissen Anzahl von Öffnungstakten erreicht wird.

Eine typische Kurve für dieses Verhalten ist in

*Abbildung 23: Sauerstoffanreicherung bei Taktbetrieb dargestellt.*

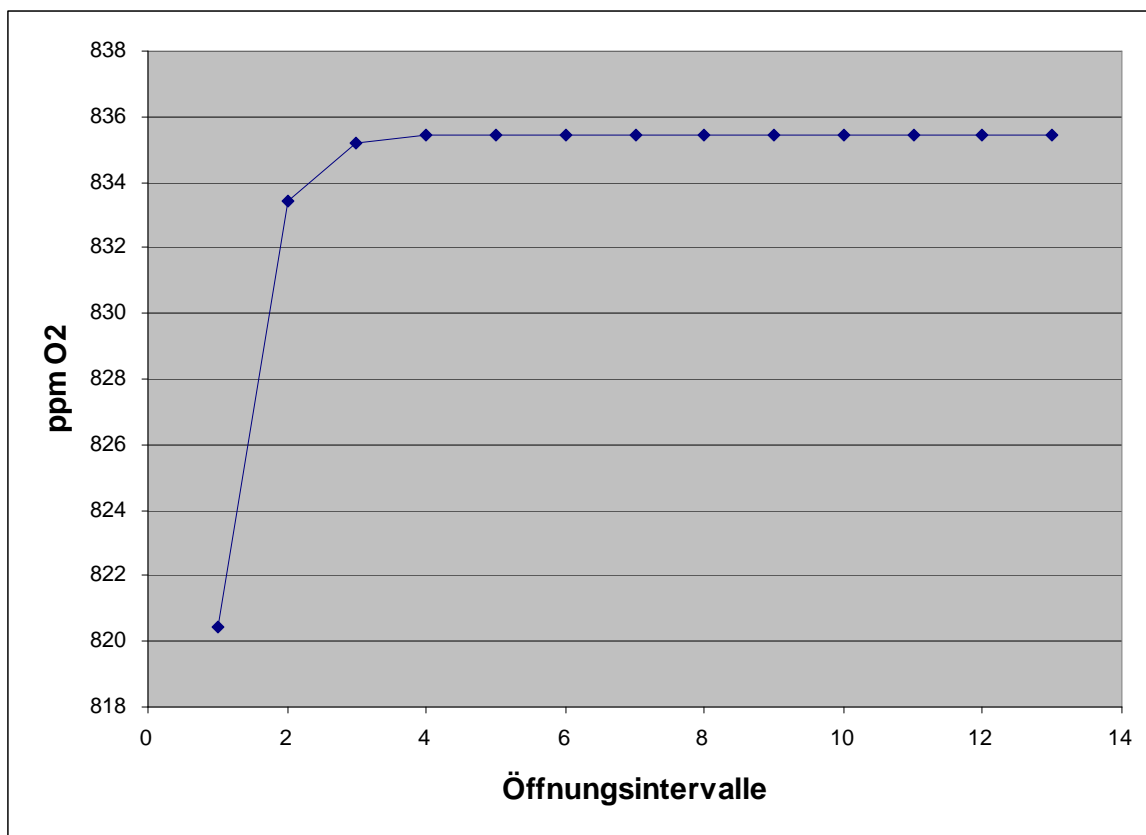


Abbildung 23: Sauerstoffanreicherung bei Taktbetrieb

Durch diese Simulationsrechnung lassen sich die optimalen Betriebsparameter (zulässiges Speichervolumen und Ventilöffnungsdauer) für die **Oxytherm**<sup>®</sup>-Steuerung ermitteln, bei gegebenen Brühdampfstromen und Entgasergeometrien. Weitaus eleganter allerdings ist die Steuerung des Ventils über die berechnete Konzentration im Dampfraum. Die Parametrierung der Anlage erfolgt nunmehr nur über die technischen Randbedingungen; die Öffnungsdauer und die Öffnungsintervalle des Brühdampfventils werden direkt in der SPS optimal berechnet.

### 6.10.3 Berechnung des tatsächlichen Einsparpotentials bei gegebenen Betriebsbedingungen

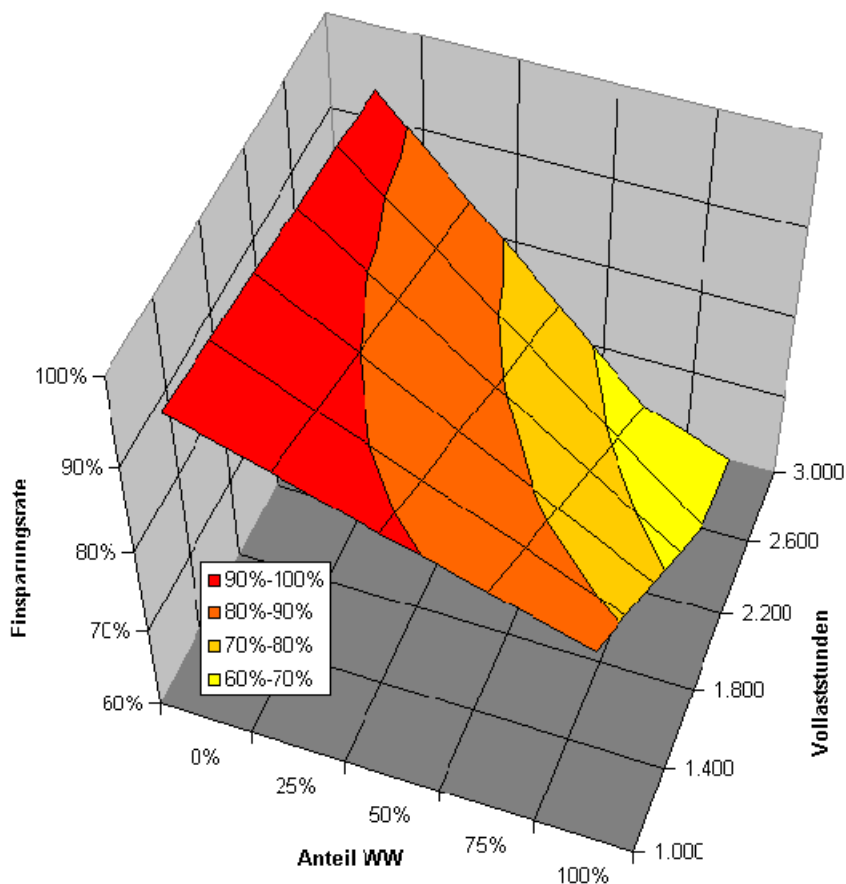
Eine entscheidende Frage zum potentiellen Einsatz des Systems **Oxytherm**<sup>®</sup> ist die nach der Wirtschaftlichkeit dieser Anlage. Neben dem Anla-

genpreis spielen hier einige Betriebsdaten eine wesentliche Rolle wie die Brennstoffkosten, die Wasser-/Abwasser-, die Stromkosten und die Kosten für Chemikalien. Aber unabhängig von diesen Parametern ist entscheidend der Brühdampfstrom bzw. welcher Anteil an diesem Brühdampf eingespart werden kann.

Aus Erfahrungswerten heraus kann festgestellt werden, dass eine pauschale Aussage zur Einsparungsrate nicht gemacht werden kann, da diese von vielerlei Faktoren abhängig ist.

So ist das größte Einsparungspotential bei Kesselanlagen zu erreichen, die einen sehr diskontinuierlichen Betrieb (starke Schwankungen der Kesselast, geringe Jahresvolllaststunden) mit relativ geringem Anteil an Zusatzspeisewasser aufweisen. Gerade bei Großanlagen (Kraftwerksbetrieb) ist durch eine gleichmäßige Kesselauslastung oftmals die Einsparungsquote prozentual deutlich geringer als bei Anlagen kleiner und mittlerer Größe.

In *Abbildung 24: Einsparpotential in Abhängigkeit vom Weichwasseranteil und von den Volllaststunden* ist dieser Zusammenhang graphisch dargestellt.



**Abbildung 24: Einsparpotential in Abhängigkeit vom Weichwasseranteil und von den Volllaststunden**

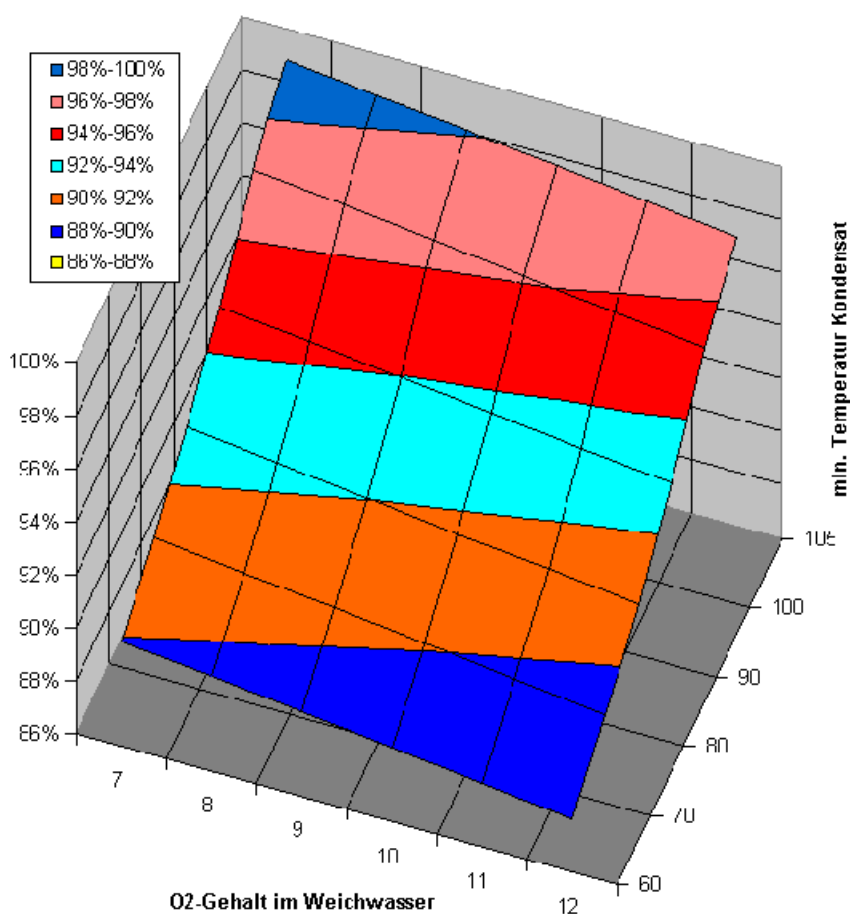
Um für den konkreten Fall eine Aussage treffen zu können, welcher Anteil an Verdampfungsenergie durch das System vermieden werden kann, ist auch wieder eine Berechnung auf theoretischer Basis notwendig. Grundlage hierfür sind die Aufzeichnungen im Kesselbuch, aus welchen hervorgeht, welche Mengen an Zusatzspeisewasser und Kondensat übers Jahr in den Kessel eingebracht wurden.

Je nach Temperaturverhältnissen im Kondensat und im Weichwasser kann über den Gehalt an maximal gelöstem Sauerstoff hochgerechnet werden, welche Mengen dieses Gases innerhalb eines Jahres ins System eingespeist werden. Durch Messung kann der Brühdampfstrom ermittelt werden, bei vorgegebener Konzentration im Dampfraum des Speisewasserbehälters ergibt sich daraus der Austrag an Sauerstoff bei geöffnetem Ventil. Teilt man entsprechend die Menge an eingebrachtem Gas durch den entsprechenden Austrag erhält man die Öffnungsdauer,

die insgesamt notwendig ist, die schädlichen Gase aus dem System auszubringen. Gegenüber der bisherigen Öffnungszeit (i. d. R. 8.760 h/a) ergibt sich daraus die Einsparungsrate.

Je nach vorgefundenen Betriebsbedingungen lag diese im Bereich von 60 % bis weit über 95 %.

Die Abhängigkeit von den Betriebstemperaturen der zugeführten Medien und somit vom Gehalt an gelöstem Sauerstoff ist in *Abbildung 25: Einsparpotential in Abhängigkeit von Sauerstoffgehalt im Weichwasser und von der Kondensatemperatur* als Fläche aufgetragen.



**Abbildung 25: Einsparpotential in Abhängigkeit von Sauerstoffgehalt im Weichwasser und von der Kondensatemperatur**

Die anderen Parameter, die sich auf die Einsparungsquote auswirken, wurden für diesen Fall jeweils konstant gehalten.

---

## 6.11 Erkenntnisse aus anderen Anlagen und Wirtschaftlichkeitsbetrachtungen

Die Wirtschaftlichkeit einer Oxytherm-Anlage hängt ab von:

- den Brüdendampfverlusten im Istzustand
- der erreichbaren Einsparungsquote
- der monetären Bewertung des Brüdendampfes
- den individuellen Investitionskosten

Die tatsächlichen Brüdendampfverluste sind abhängig von vielen Faktoren. Der Massenstrom sollte so einreguliert sein, dass auch unter ungünstigen Betriebsbedingungen eine sichere Einhaltung der Speisewasserqualität gewährleistet ist. Dabei spielen folgende Einflußgrößen eine entscheidende Rolle:

- die produzierte Dampfmenge (= Eintrag in den Entgaser)
- der Kondensatmengenverlust, der durch aufbereitetes Zusatzspeisewasser ergänzt werden muss (Kondensatrückführungsquote)
- die Konzentration an gelöstem Sauerstoff im Zusatzspeisewasser und Kondensat
- die Betriebszeit der Entgasungsanlage

Die tatsächlichen Brüdendampfverluste können mit einer gravimetrischen Methode ermittelt werden (siehe Kap. 6.2.2.7). Der festgestellte Massenstrom wird mit der Betriebszeit multipliziert, um den Jahresverlust zu ermitteln.

Die Einsparungsquote ergibt sich aus dem festgestellten Brüdendampfmassenstrom, der insgesamt dem Entgaser zugeführten Gasmenge und den zulässigen Konzentrationen im **Oxytherm**<sup>®</sup>-Betrieb. Bei einer Fahrweise in einem engen Konzentrationsbereich öffnet das Magnetventil bei Erreichen der Maximalkonzentration und schließt wieder bei Erreichen der Minimalkonzentration. Die Grenzwerte sind an der Anlage parametrierbar. Durch den vorgegebenen Massenstrom und den Einstellbereich für die Schaltkonzentrationen ergibt sich der Abtransport von Gasen bei geöffnetem Ventil. Sowohl die Öffnungsintervalle als auch die Öffnungszeiten des Magnetventils passen sich damit automatisch an die

---

wechselnden Betriebsbedingungen der Anlage an. Aufgrund der zukünftigen Öffnungszeiten, die notwendig sind, um das eingebrachte Gas an die Atmosphäre abzugeben, und dem eingestellten Massenstrom kann das Verhältnis der Öffnungszeit mit **Oxytherm**<sup>®</sup> zur vorherigen Daueröffnung (Betriebszeit der Entgasung) gebildet werden. Dieses Verhältnis entspricht der Einsparungsquote. Diese berechnete Einsparungsquote bildet gleichzeitig die Grundlage für die Abgabe von Garantien gegenüber Anwendern.

Das Einsparungspotenzial kann berechnet werden aus dem Dampfmenngenverlust multipliziert mit der Einsparungsquote.

Für die Wirtschaftlichkeit spielt die monetäre Bewertung des Dampfverlustes eine große Rolle. Bei der Bewertung werden nur die variablen Kosten angesetzt. Diese setzen sich zusammen aus:

- Kosten für Brennstoff
- Kosten für Wasser, Abwasser, Aufbereitung
- Kosten für Strom im Kesselhaus
- Kosten für Chemikalien

Wenn man die Gesamtkosten durch die produzierte Dampfmenge teilt, erhält man die spezifischen Dampfkosten. Da die Verluste durch Brügendampf durch kaltes Zusatzspeisewasser ausgeglichen werden müssen, sind die spezifischen Abdampfkosten höher anzusetzen als die spezifischen Dampfkosten. Normalerweise kann eine Erhöhung um 10 % angesetzt werden. Die produzierte Dampfmenge wird entweder messtechnisch erfasst oder muss berechnet werden aus dem Brennstoffverbrauch. Dabei muss allerdings ein Jahresbetriebswirkungsgrad für den Kessel angenommen werden. Die Erfassung der notwendigen Daten und die Berechnung der spezifischen Dampfkosten erfolgt mit einem Tabellenkalkulationsblatt.

Die Konzentration an gelöstem Sauerstoff wird in einem Teilstrom gemessen. Die Messung kann in beiden Medien (Kondensat und Zusatzspeisewasser), nur im Zusatzspeisewasser oder in einer Mischung erfolgen. Wenn Kondensat und Zusatzspeisewasser getrennt dem Entgaser zugeführt werden, so kann u.U. auf eine Messung im Kondensat verzichtet werden, wenn eine geschlossene Kondensatrückführung vorliegt oder die Kondensattemperatur konstant auf hohem Niveau liegt.

Die Investitionskosten werden mittels einer Datenbank, in der alle Komponenten und Dienstleistungen hinterlegt sind, kalkuliert. Die Ausstattung der Anlage wird durch eine erstmalige Erhebung der wirtschaftlichen und technischen Randbedingungen vor Ort festgelegt. Die Höhe der Investitionen ist von der vorgefundenen Anlagenausstattung und den Leitungsdimensionen abhängig. In manchen Fällen müssen mit einer Oxytherm-Anlage zwei oder mehr Entgaseranlagen angesteuert werden. Dies erhöht den Aufwand für die Messtechnik und die Anzahl der notwendigen Magnetventile. Auch der Aufwand für Programmänderungen und -anpassungen schlägt sich im Preis der Anlage nieder. In anderen Fällen wiederum ist bereits Messtechnik vorhanden (Wasseruhren), die mitgenutzt werden kann. Bei der Kalkulation werden auch Kostenanteile für die Entwicklung, Lizenzgebühren u.a. berücksichtigt. Eine normal ausgestattete Anlage kommt etwa auf Investitionskosten in Höhe von 40.000 DM.

Die Wirtschaftlichkeit soll an einem Beispiel aufgezeigt werden:

### **Erfassungsdaten**

Dampfproduktion	t/a	86.689
Kondensatrückführungsquote	%	90
Sauerstoff gelöst im Weichwasser	mg/l	11,6
Brühdampfmassenstrom gemessen	kg/h	165,6
Kondensattemperatur	°C	>95
Betriebszeit Entgasung	h/a	8.760
Dampfkosten spezifisch	DM/t	33,95
Abdampfkosten spezifisch	DM/t	37,71

### **Berechnung**

Einsparquote	%	93
Dampfverlust	t/a	1.450
Dampfeinsparung möglich	t/a	1.350

---

**Wirtschaftlichkeit**

Investitionskosten einschl. IBS	DM	55.000
Einsparung Oxytherm	DM/a	50.800
Zinssatz	% p.a.	8
Amortisationsdauer dynamisch	a	1,2
Nutzungsdauer angesetzt	a	10
Kapitalwert	DM	285.000

Wie aus dem Fallbeispiel zu ersehen ist, kann hier trotz niedriger Dampfkosten durch den relativ hohen Brühdampfmassenstrom (wegen hohem Sauerstoffgehalt des Weichwassers und erheblichen Lastschwankungen) und durch die hohe Betriebszeit der Anlage eine sehr gute Wirtschaftlichkeit erzielt werden.

## 7      **Fazit**

Mithilfe der gewährten Förderung durch die Deutsche Bundestiftung Umwelt konnte das patentierte Verfahren zur Minimierung der Abdampfverluste bei der thermischen Speisewasserentgasung als Pilotanlage realisiert werden.

An der Pilotanlage konnten durch Versuchsreihen die theoretisch vorausgesagten Ergebnisse bestätigt werden. Sowohl Hardware als auch Software wurden während des Versuchsbetriebes ständig weiterentwickelt und optimal an die Praxisbedingungen angepasst. Damit wurde zwischenzeitlich eine weitgehende Marktreife erzielt und es steht heute ein Produkt für den Industrieinsatz zur Verfügung.

Da die Wirtschaftlichkeit sehr stark von den vorgefundenen Bedingungen (Verlusthöhe, Betriebszeit, Wasserqualität, Dampfkosten) abhängt, kann das Verfahren bei weitgehend unabhängigen Investitionskosten unter heutigen Bedingungen (Brennstoffkosten) erst bei größeren Anlagen zum Einsatz kommen. Bei steigenden Brennstoffkosten verbessert sich die Wirtschaftlichkeit hin zu kleineren Anlagen. Um die Wirtschaftlichkeit bei kleineren Anlagen zu erhöhen und damit das Verfahren einer breiten Anwendung zu öffnen, wurden auch Vereinfachungen untersucht. Diese Verfahrensversionen in die Praxis umzusetzen, wird als Ziel für die Zukunft angesehen.

Hallbergmoos, den 09. August 2001

Dr.-Ing. Georg F. Schu

---

## 8 Literaturverzeichnis

- [GRÜ96] Grünbeck: Planungsmappe (kesselspeisewasser, Warmwasser, Heißwasser, Fernwärme). 1996, Firmenschrift
- [HBL69] Handbuch der Lebensmittelchemie, Gesamtedaktion J. Schormüller, Band VIII/Teil 1, Wasser und Luft; Springer-Verlag
- [MAY83] Mayr, F.: Handbuch der Kesselbetriebstechnik. Resch Verlag, Gräfelfing, 2. Auflage, 1983
- [MEI00] Meisel, H.: Werkstoffverhalten bei der thermischen Speisewasserentgasung nach einem von der ESI entwickelten, patentierten Verfahren. Gutachten vom 18.12.2000 (unveröffentlicht)
- [MEI01] Meisel, H.: Vergleich des Korrosionsverhaltens von Entgasungsanlagen im Dombereich bei werkstoffseitiger Ausführung mit den unlegierten, warmfesten Stählen St 37-2 bzw. H II für konventionelle und Oxytherm-Fahrweise. Zusatzgutachten vom 02.11.2001 (unveröffentlicht)
- [OLI89] Olikier Ishai I.: Deaeration. In: The ASME Handbook on water technology for thermal power systems. Paul Cohen (Hrsg.) New York, 1989
- [SCHU] Schu, G.: Verfahren und Vorrichtung zur Reduzierung des Fegedampfverlustes bei der thermischen Entgasung von Kesselspeisewasser. Patentschrift, DE 197 58 301 C 1
- [TBP91] Kuchling, Taschenbuch der Physik, Verlag Harri Deutsch, 13. korrigierte Auflage
- [TRD97] TRD, Technische Regeln für Dampfkessel. Taschenbuch-Ausgabe, Carl heymanns Verlag, Beuth Verlag, Essen 1997
- [WIN84] Winkler, D.: Fachkunde Kraftwerkschemie, 3. Aufl, Leipzig 1984