

Lehrstuhl für Technologie der Brauerei II der Technischen Universität München

Entwicklung und Verfahrenstechnik eines Kerzenfiltersystems (Twin-Flow-System) als Anschwemmfilter

Josef Kain

Vollständiger Abdruck der von der Fakultät Wissenschaftszentrum Weihenstephan für
Ernährung, Landnutzung und Umwelt der Technischen Universität München zur Erlangung
des akademischen Grades eines

Doktor – Ingenieurs (Dr.-Ing.)

genehmigten Dissertation.

Vorsitzender:

Univ.-Prof.-Dr.-Ing. R. Meyer-Pittroff

Prüfer der Dissertation:

1. Univ.-Prof.-Dr.-Ing. E. Geiger
2. Univ.-Prof.-Dr.-Ing. K. Sommer
3. Univ.-Prof.-Dr.-Ing. W. Peukert
Friedrich-Alexander-Universität Erlangen-Nürnberg
(schriftliche Beurteilung)

Die Dissertation wurde am 11.08.2004 bei der Technischen Universität München eingereicht
und durch die Fakultät Wissenschaftszentrum Weihenstephan für Ernährung, Landnutzung
und Umwelt am 25.01.2005 angenommen.

Danksagung

Mein Dank gilt Herrn Univ.-Prof. Dr.-Ing. Eberhard Geiger für die Überlassung des Themas. Vor allem möchte ich mich bei ihm für die mir jederzeit offenstehende Tür, für offene und anregende Gespräche und die gute Unterstützung während der Durchführung dieser Arbeit bedanken.

Weiterhin gilt mein Dank Herrn Dipl.-Ing. Josef Königer, Geschäftsführer der Anton Steinecker Maschinenfabrik GmbH, für die Möglichkeit zur Durchführung der Promotion im Hause Steinecker. Herr Dr.-Ing. Kurt Stippler hat als Leiter der Technologieabteilung mit seiner Diskussionsbereitschaft, seinen Denkanstößen und seiner guten Betreuung wesentlich zum Gelingen dieser Arbeit beigetragen.

Bedanken möchte ich mich auch bei Univ.-Prof. Dr.-Ing. Stahl von der Technischen Hochschule Karlsruhe für konstruktive und lehrreiche Gedanken, die bei der Neuentwicklung des Twin Flow Filtersystems mit eingeflossen sind.

Für die sehr kooperative Zusammenarbeit mit der Paulaner Brauerei München möchte ich mich bei Herrn Dr.-Ing. Hellich und Herrn Dipl.-Ing. Dahnke bedanken. Besonderer Dank gilt hier Herrn Andreas Höflinger als Leiter der Filtrationsabteilung für die Hilfsbereitschaft und die vielen freundschaftlichen und anregenden Gespräche während der Versuchsdurchführung.

Weiterer Dank gilt den Herren Dipl.-Ing. Barlet und Dipl.-Ing. Krieger von der Berliner Kindl Brauerei AG Berlin, Dipl. Braumeister Schimon von der Memminger Brauerei AG Memmingen, Dipl. Braumeister Reischmann und Dipl.-Ing. Schäfer von der Privatbrauerei Frankenheim GmbH & Co. KG Düsseldorf für die gute Zusammenarbeit während der Inbetriebnahmen der TFS-Filteranlagen und die Möglichkeit für Versuchsdurchführungen.

Mein Dank gilt auch Herrn Dipl.-Ing. Hühnlein und Frau Dipl.-Ing Hippe für die gute Zusammenarbeit bei der Durchführung der begleitenden Diplomarbeiten.

Zusammenfassung

Die Anschwemmfiltration, insbesondere mit alternativen Filterhilfsmitteln, wird im Hause Steinecker als zukunftsweisende Technologie gesehen. Für die Neuentwicklung des Kerzenfiltersystems Twin Flow System TFS wurden daher hohe Anforderungen nach Wirtschaftlichkeit, technologischen und verfahrenstechnischen Vorteilen gegenüber anderen Filtersystemen gestellt.

Grundlage jeder zukunftsweisenden Neuentwicklung ist der Blick in die Vergangenheit und eine Analyse der gegebenen Marktsituation. Dabei ist die Kenntnis der allgemein gültigen Filtrationsgesetzmäßigkeiten ebenso wichtig wie die vom Wettbewerb mitgeprägte derzeitige Technik.

Die wichtigste Neuerung beim Twin-Flow-System stellt das Register dar; es handelt sich dabei um ein Rohrsystem, in dem alle vertikalen Filterelemente befestigt sind und das Filtrat aus dem Filterkessel abgeleitet wird. Der gesamte Filterkessel ist Unfiltratraum und kann durchströmt werden. Durch einen Bypassfluss entsteht ein strömungstechnisch optimiertes Filtersystem, das dadurch verfahrenstechnische und technologische Vorteile aufweist.

An einem Versuchstand mit einem Filterstab konnten zahlreiche Erkenntnisse über Nachteile herkömmlicher Filtersysteme und Vorteile des neuen TFS gewonnen werden. So wurden Phänomene der Voranschwemmung sichtbar gemacht und daraus neue Erkenntnisse für ein optimales Zusammenspiel von Filtermittel und Filterhilfsmittel gezogen. Die erste Voranschwemmung erfüllt dabei die Aufgaben einer vollständigen Brückenbildung über den Spalten und Vergleichmäßigung der Strömung durch die Spalten entlang eines Filterelementes und durch den Filterkuchen gesamt. Die Konstruktion des TFS ist auf die strömungstechnischen Gegebenheiten der Anschwemmfiltration optimal abgestimmt.

Versuche mit einem Pilotfilter mit einer Leistung von 85 hl/h in einer deutschen Großbrauerei haben die Entwicklung im praktischen Maßstab untermauert. Um am Markt agieren zu können, sind Erkenntnisse über Verbrauchszahlen, Rüstzeiten und technologische Analysen unentbehrlich. Neben der Möglichkeit, grobe flusskalzinierte Kieselgur für die erste Voranschwemmung mit mittlerer Gur zu ersetzen oder mit Perliten als alleiniges Filterhilfsmittel zu filtrieren, haben sich eine 10% geringere Druckzunahme, ein verminderter Kieselgurverbrauch durch reduzierte Voranschwemmung und hohe Filtratqualitäten als herausragendste Vorteile erwiesen. Zurückzuführen ist dies auf völlig homogene Partikelverteilungen entlang der Filterelemente aufgrund der überlagerten Bypassströmung.

Wissenschaftlich durchgeführte Abnahmen von zwei Filtern unterschiedlicher Leistungsstufen zeigen neben problemlosen Inbetriebnahmen von TF-Filtern weltweit die Zuverlässigkeit und Leistungsfähigkeit des Filtersystems. Geringe Betriebskosten und die Möglichkeit, alle Filterhilfsmittel, insbesondere alternative einsetzen zu können, rechtfertigen die hohe Nachfrage nach dem TF-Filtersystem. Verkaufserfolge bei kleinen und mittleren Brauereien und Großkonzernen mit ihren hohen Standards an Wirtschaftlichkeit und Flexibilität zeigen, dass das TFS-Filtersystem eine Neuentwicklung darstellt, das die Vorteile der Anschwemmfiltration voll ausnützen kann.

Neben Klärfiltrationen wird das TF-System auch für die Stabilisierung von Bier mit PVPP eingesetzt. Hier zeigt der Filter höchste Zuverlässigkeit bei der Abtrennung und Regenerierung des Filterhilfsmittels und überzeugt mit geringen Betriebskosten.

Summary

At Steinecker's, the precoat filtration, especially with alternative filtering aids, is considered a trend-setting technology. Consequently, when developing the candle filtering system Twin Flow System TFS high demands were made on economic efficiency and technological and process engineering advantages as against other filtering systems.

The basis of any trend-setting new development is a look at the past and an analysis of the given market situation. Here, it is as important to know the generally applicable filtration regularities as the current technology to which other competitors contributed their share.

The most significant novelty of the Twin Flow System is the register, a piping system in which all vertical filter elements are mounted and from which the filtrate is drained off. The whole filter vessel is unfiltered volume and can be flowed through. A fluidically optimised filtering system is created by means of a bypass which, as a result, shows process engineering and technological advantages.

A test stand with one filter bar enabled numerous perceptions as to the disadvantages of conventional filtering systems and the advantages of the new TFS. For instance, phenomena of precoat were made visible and new insight was gained for an optimal interplay between filtering means and filtering aid. Here, the first precoat serves to bridge the slots completely and to distribute the flow evenly through the slots along a filter element and through the filter cake as a whole. The design of the TFS is optimally adjusted to the fluidic conditions of precoat filtration.

Tests with a pilot filter with a capacity of 85 hl/h in a large German brewery have backed up the development on a working scale. To be able to proceed on the market, knowledge of consumption data, set-up times and technological analyses is indispensable. Apart from the possibility to replace the coarse flux calcined kieselguhr for the first precoat by medium kieselguhr or to filter with perlites as sole filtering aid, a 10% lower pressure increase, a reduced kieselguhr consumption due to decreased precoat and high filtrate qualities manifested as most noteworthy advantages owing to a fully homogeneous particle distribution along the filter elements based on the superimposed bypass flow.

Scientifically performed acceptance tests of two filters of different performance stages show, besides the problem free commissioning of TFS filters worldwide, the reliability and efficiency of the filter system. Low operating costs and the possibility to use all filtering aids, especially alternative ones, explain the rush for the TFS filtering method. Sales to smaller and medium-sized breweries as well as to combines with their high standard of profitability and

flexibility show that the TFS filter is a new development which can fully utilise the advantages of precoat filtration.

Besides in clarifying filtration the TFS can also be used in the stabilisation of beer with PVPP. Here, the filter demonstrates highest reliability during separation and regeneration of the filtering aid and convinces by low operating costs.

Zusammenfassung.....	I
Summary.....	III
Inhaltsverzeichnis.....	V
Abbildungsverzeichnis.....	VII
Tabellenverzeichnis.....	XIII
1 Einleitung.....	1
2 Problemstellung.....	3
3 Stand der Technik.....	5
3.1 Filtrationstheorie.....	5
3.1.1 Mechanismen der Feststoffabtrennung.....	5
3.1.2 Filtrationsgrundlagen und Gesetzmäßigkeiten.....	10
3.1.3 Grundgleichung der Kuchenfiltration.....	15
3.2 Filtrationstechnik in der Brauerei.....	20
3.2.1 Filtrierbarkeit.....	20
3.2.2 Filterapparate.....	22
3.3 Verfahrenstechnik der Filtration.....	33
3.3.1 Anschwemmfiltration.....	33
3.3.2 Einbindung der Anschwemmfiltration im Filterkeller.....	38
4 Twin-Flow-System.....	40
4.1 Erfahrungen mit klassischen Anschwemmsystemen.....	40
4.2 Unterschiede zwischen dem klassischen Kerzenfilter und dem TF-System.....	47
4.3 Grundlagen.....	52
4.3.1 Filterhilfsmittel.....	52
4.3.2 Versuche am Filterversuchsstand.....	54
4.3.3 Voranschwemmung in Theorie und Praxis.....	65
4.4 Konstruktion.....	71
4.5 Verfahrenstechnik.....	84
4.6 Zusammenfassung.....	87

5	Praxisversuche in deutscher Großbrauerei.....	89
5.1	Versuchsaufbau und Messwerterfassung.....	89
5.2	Versuchsdurchführung.....	91
5.3	Aufnahme von Leistungsdaten.....	92
5.3.1	Druckzunahme im Vergleich zu einem klassischen Kerzenfilter.....	92
5.3.2	Trübungsverlauf.....	94
5.3.3	Sauerstoffaufnahme.....	97
5.3.4	Ergebnisse der mikrobiologischen Filtratuntersuchungen.....	97
5.3.5	Vor-und Nachlaufkennlinien.....	100
5.4	Verbrauchskennzahlen.....	103
5.5	Rüstzeiten.....	104
5.6	Versuche mit unterschiedlichen Voranschwemmungen.....	105
5.7	Versuche mit Perliten als Filterhilfsmittel.....	108
5.8	Diskussion der Filtrationsergebnisse und Schlussfolgerung.....	110
6	Twin-Flow-System-Filter in großtechnischem Maßstab.....	112
6.1	Validierung des Twin-Flow-Systems.....	112
6.2	Up-scaling.....	119
6.3	Bestätigung der gewonnenen technischen und technologischen Erkenntnisse.....	122
7	Twin-Flow-System-Filter zur Bierstabilisierung mit PVPP.....	132
7.1	Grundlagen und Theorie der PVPP-Stabilisierung.....	132
7.2	TFS-Filter als Stabilisieranlage.....	137
7.3	Verbrauchskennzahlen und Rüstzeiten.....	139
8	Ausblick.....	142
9	Prospect	143
	Literatur.....	144

Abbildungsverzeichnis

<u>Abbildung 3.1:</u>	Einteilung der Fest-Flüssig-Trennung.....	5
<u>Abbildung 3.2:</u>	Unterscheidung Sedimentation/Flotation/Filtration.....	6
<u>Abbildung 3.3:</u>	Kuchenfiltration.....	8
<u>Abbildung 3.4:</u>	Anschwemmfiltration mit Primär- und Sekundärschicht.....	9
<u>Abbildung 3.5:</u>	Arbeitsbereiche verschiedener Trennverfahren.....	10
<u>Abbildung 3.6:</u>	Prozessvarianten bei der Filtration.....	17
<u>Abbildung 3.7:</u>	Δp - V_L -Diagramm zur Bestimmung der Parameter c_1 r_k und c_2 R_m bei $dV/dt = \text{konstant}$	18
<u>Abbildung 3.8:</u>	Enzinger`s Universalfilter von 1879.....	22
<u>Abbildung 3.9:</u>	Enzinger Filter zum Einlegen geöffnet.....	23
<u>Abbildung 3.10:</u>	Enzinger-Massefilter.....	24
<u>Abbildung 3.11:</u>	Kombifilter – Kieselgur + Schichten.....	25
<u>Abbildung 3.12:</u>	Schenk-Horizontalsiebfilter.....	26
<u>Abbildung 3.13:</u>	Horizontalsiebfilter - links: Unfiltratverteilung von innen, rechts: Unfiltratverteilung von außen.....	28
<u>Abbildung 3.14:</u>	Filterkerze mit Bayonette-Anschlußstück.....	29
<u>Abbildung 3.15:</u>	Kerzenfiltersystem Filtrostar der Firma Filtrox Werke – Schnittbild...30	

<u>Abbildung 3.16:</u>	Schichtenfilter der Firma Seitz für eine Leistung von 400 hl/h.....	31
<u>Abbildung 3.17:</u>	Membranfiltrationsanlage der Firma Norrit.....	32
<u>Abbildung 3.18:</u>	Feine (links) und grobe (rechts) Kieselgur im REM (2500fach).....	34
<u>Abbildung 3.19:</u>	Perlite (links, 500fach) und Cellulose (rechts) im REM.....	34
<u>Abbildung 3.20:</u>	PVPP/regenerierbar (links, 2000fach) und Hydrogel (rechts, 500fach) im REM.....	36
<u>Abbildung 3.21:</u>	Einbindung der Anschwemmfiltration im Filterkeller.....	39
<u>Abbildung 4.1:</u>	Strömungsverteilung in Kammer eines Kieselgurrahmenfilters.....	40
<u>Abbildung 4.2:</u>	Geschwindigkeitsverteilung über Horizontalfilterelement bei Anschwemmung von außen.....	42
<u>Abbildung 4.3:</u>	Geschwindigkeitsverteilung über Horizontalfilterelement bei Anschwemmung von innen.....	42
<u>Abbildung 4.4:</u>	Folge ungenügender Fließgeschwindigkeit bei horizontalem Siebgewebe mit Anschwemmung von außen.....	43
<u>Abbildung 4.5:</u>	Partikelgrößenverteilung in der Anschwemmschicht auf einem Horizontalfilterelement bei Anschwemmung von außen.....	43
<u>Abbildung 4.6:</u>	Geschwindigkeitsverteilung entlang eines vertikalen Filterelements bei einem klassischen Kerzenfilter.....	45
<u>Abbildung 4.7:</u>	Folge ungenügender Fließgeschwindigkeit bei vertikalem Filterelement mit Anschwemmung.....	46
<u>Abbildung 4.8:</u>	Register mit zwei Filtratabläufen.....	47

<u>Abbildung 4.9:</u>	Strömungsverhältnisse bei klass. Kerzenfilter und TFS-Filter.....	48
<u>Abbildung 4.10:</u>	Strömungsgeschwindigkeiten im Filterkessel bei klass. Kerzenfilter und TFS-Filter.....	49
<u>Abbildung 4.11:</u>	Geschwindigkeitsverteilung entlang eines Filterelementes bei einem TFS-Filter.....	51
<u>Abbildung 4.12:</u>	Filterelemente für TFS-Filter.....	51
<u>Abbildung 4.13:</u>	Vergleich von Sinkgeschwindigkeitsverteilungen verschiedener Filterhilfsmittel.....	53
<u>Abbildung 4.14:</u>	Filterversuchsstand.....	55
<u>Abbildung 4.15:</u>	Gasblasen am unteren Kerzenende.....	58
<u>Abbildung 4.16:</u>	Gasblasen an der Unterseite der Lochplatte.....	58
<u>Abbildung 4.17:</u>	Phasengrenze während der Filtration.....	59
<u>Abbildung 4.18:</u>	Flaschenhalseffekt am oberen Kerzenende.....	59
<u>Abbildung 4.19:</u>	Probenahmestelle.....	60
<u>Abbildung 4.20:</u>	Partikelgrößenverteilung eines angeschwemmten Filterelementes im Filterversuchsstand mit Lochplatte.....	60
<u>Abbildung 4.21:</u>	Mangelhaft gereinigte Filterkerze (32-fache Vergrößerung).....	62
<u>Abbildung 4.22:</u>	Mangelhaft gereinigtes Siebgewebe.....	63

<u>Abbildung 4.23:</u>	Partikelgrößenverteilung von drei Proben (oben, mitte, unten) von einer mit Bypass angeströmten TFS-Kerze.....	65
<u>Abbildung 4.24:</u>	Voranschwemmung: Brückenaufbau über einem Spalt und Umlenkung der Strömungslinien.....	66
<u>Abbildung 4.25:</u>	Voranschwemmung: 100 g/m ² , 300 g/m ² , 600 g/m ² , 900 g/m ² , 1200 g/m ²	67
<u>Abbildung 4.26:</u>	Geschwindigkeitsverteilung am blanken Filterelement.....	69
<u>Abbildung 4.27:</u>	Geschwindigkeitsverteilung am vorangeschwemmten Filterelement...	69
<u>Abbildung 4.28:</u>	TFS-Filtermodell.....	71
<u>Abbildung 4.29:</u>	TFS-Filter.....	72
<u>Abbildung 4.30:</u>	Register mit zwei Filtratausläufen in der Drauf- und Seitenansicht.....	75
<u>Abbildung 4.31:</u>	Sammelrohr mit Gewinde für Filterelement – Querschnitt.....	76
<u>Abbildung 4.32:</u>	Spannungsanalyse eines Register.....	77
<u>Abbildung 4.33:</u>	Anordnung von vertikalen Filterelementen – Dreiecksteilung.....	77
<u>Abbildung 4.34:</u>	Blockflansche mit Runddichtungen.....	78
<u>Abbildung 4.35:</u>	Flowstreamer.....	81
<u>Abbildung 4.36:</u>	Übergang Spaltwickelement – Hülse.....	82
<u>Abbildung 4.37:</u>	3-teiliges Filterelement.....	82
<u>Abbildung 4.38:</u>	Ausschnitt aus einem Spaltwickelement.....	83

<u>Abbildung 4.39:</u>	Einbindung des TFS in einen modernen Filterkeller.....	84
<u>Abbildung 5.1:</u>	Einbindung und Versuchsanordnung der betrachteten Filterlinien.....	90
<u>Abbildung 5.2:</u>	Verlauf der Druckdifferenz, Flächenleistung und Filterhilfsmitteldosage am TFS- und Vergleichsfilter.....	93
<u>Abbildung 5.3:</u>	Vergleich des Druckanstieges am TFS- und Vergleichsfilter.....	94
<u>Abbildung 5.4:</u>	Verlauf der 90°-Trübung des TFS- und Vergleichsfilters bei der Filtration am 14.05.02.....	95
<u>Abbildung 5.5:</u>	Vergleich der Trübungswerte zwischen TFS- und Vergleichsfilter.....	96
<u>Abbildung 5.6:</u>	Sauerstoffgehalt bei der Filtration am 14.05.02.....	97
<u>Abbildung 5.7:</u>	Filtration mit manuell verursachten Druckstößen.....	99
<u>Abbildung 5.8:</u>	Vorlaufkennlinie bei Abtrennung über die Filterelemente.....	100
<u>Abbildung 5.9:</u>	Vorlaufkennlinie bei Abtrennung über den Bypass.....	101
<u>Abbildung 5.10:</u>	Nachlaufkennlinien bei Abtrennung über die Filterelemente.....	103
<u>Abbildung 5.11:</u>	Trübungs- und Druckverlauf bei erster Voranschwemmung mit grober Gur und Cellulose (ca. 2% der Gesamtmenge).....	106
<u>Abbildung 5.12:</u>	Trübungs- und Druckverlauf bei erster Voranschwemmung mit grober Gur.....	106
<u>Abbildung 5.13:</u>	Trübungs- und Druckverlauf bei erster Voranschwemmung mit mittlerer Gur.....	107
<u>Abbildung 5.14:</u>	Filtrationsverlauf mit Perliten als Filterhilfsmittel.....	109

<u>Abbildung 6.1:</u>	VersuchsfILTER mit KG-Dosiergefäß und Steuerungseinheit.....	112
<u>Abbildung 6.2:</u>	Filtrationsverlauf der Abnahmefiltration.....	114
<u>Abbildung 6.3:</u>	TFS-Filter mit einer Leistung von 400 hl/h.....	115
<u>Abbildung 6.4:</u>	Vergleich Fließgeschwindigkeiten beim Rückspülen.....	121
<u>Abbildung 6.5:</u>	TFS-Filter Typ 900/15,86.....	122
<u>Abbildung 6.6:</u>	Werksfoto und 3D-Graphik - Register mit Zwischenring zum Einbau in den vorhandenen Filter.....	123
<u>Abbildung 6.7:</u>	TFS-Filter (Umbau) Typ 1100/26,6.....	124
<u>Abbildung 6.8:</u>	Anschwemmung oben bei einer Kerzenlänge von 2400 mm.....	127
<u>Abbildung 6.9:</u>	Filtrationsverlauf 10.03.03, Anlage C TFS 1500/62,95 mit 400 hl/h.....	128
<u>Abbildung 6.10:</u>	Partikel $\geq 2 \mu\text{m}$ im Vergleich zur Trübungsmessung.....	129
<u>Abbildung 6.11:</u>	TFS-Filter Typ1800/86,44.....	131
<u>Abbildung 7.1:</u>	PVPP (Ausschnitt aus Struktur) mit gebundenem Polyphenol (Catechin) über Wasserstoffbrückenbindung.....	134
<u>Abbildung 7.2:</u>	TFS-PVPP-Filter Typ 1200/25,09.....	138
<u>Abbildung 7.3:</u>	Vergleich Partikelspektrum von PVPP neu und PVPP gebraucht.....	141

Tabellenverzeichnis

<u>Tabelle 4.1:</u>	Sinkgeschwindigkeiten und dazugehörige Partikelgrößen von verschiedenen Filterhilfsmitteln abgelesen bei 95 % der Verteilung.....	80
<u>Tabelle 5.1:</u>	Spezifikation der Filter.....	89
<u>Tabelle 5.2:</u>	Ergebnisse der mikrobiologischen Filtratuntersuchung auf Hefezellen bei der Filtration am 14.05.02.....	98
<u>Tabelle 5.3:</u>	Verbrauchskennzahlen des TFS-Filters mit einer Leistung von 70 hl/h.....	103
<u>Tabelle 6.1:</u>	Werte für Unfiltrat.....	113
<u>Tabelle 6.2:</u>	Unfiltratanalyse.....	119
<u>Tabelle 6.3:</u>	Technische Daten vor und nach dem Umbau.....	123
<u>Tabelle 6.4:</u>	Ergebnisse aus jeweils 20 Filtrationen – Durchschnittswerte.....	125
<u>Tabelle 6.5:</u>	Kennzahlen und Resultate im Vergleich.....	127
<u>Tabelle 7.1:</u>	Daten von verschiedenen PVPP-Produkten.....	134

1 Einleitung

Die Filtration ist ein mechanischer Fest/Flüssig-Trennprozess mit dem Ziel der Gewinnung der flüssigen Phase aus niedrig konzentrierten Suspensionen mit einer hohen Trennschärfe.¹ Die Filtration nimmt innerhalb der mechanischen Fest-Flüssig-Trennung eine besondere Stellung ein, da sie im Bereich der grobdispersen Stoffsysteme bis hin in den Submikrometerbereich relativ problemlos eingesetzt werden kann. Sie zeichnet sich durch weitgehend scharfe Trennschnitte bei gleichzeitig vertretbar geringem Energieverbrauch und hoher Flexibilität aus.²

Bereits in der Antike war den Ägyptern und Römern die Siebwirkung von Tüchern oder Wolle bekannt. Primitive Filter aus Bronze dienten zur Herstellung von klaren Getränken, wobei auch hier die Wolle als Filterhilfsmittel diente. Anfang des 19. Jahrhunderts entstanden Filter für verschiedene Filterhilfsmittel wie Baumwolle, Cellulosefasern, Kieselgur, oder Perliten. Die meisten dieser Stoffe werden noch heute in der Anschwemmfiltration eingesetzt.
3, 4, 5, 6, 7

Bei der Bierherstellung kommt der Filtration als letztem wertbestimmenden Prozess eine besondere Bedeutung zu. Sie hat die Aufgaben, die Trübungsstoffe auf ein definiertes Maß zu verringern und die Stabilität und somit Haltbarkeit des Bieres zu erhöhen, die übrigen Qualitätsmerkmale aber bestmöglich zu erhalten.⁸ Die Anforderungen an die Bierfiltration sind also ganz wesentlich gestiegen. Dies ist nicht nur die Folge von gehobenen technologischen Ansprüchen wie Glanzfeinheit und Haltbarkeit, sondern ist auch ökonomisch und ökologisch begründet. In der Zukunft wird immer mehr auf Ressourcenschonung und erhöhte Wirtschaftlichkeit Wert gelegt werden.⁹

Mit Einzug der Filtrationstechnik in der Brauindustrie sind die Verfahren für die Bierklärung immer weiterentwickelt und optimiert worden. Bei Neuentwicklungen von Filtrationsanlagen wird immer mehr auf höhere Leistungen, verbesserte Wirtschaftlichkeit, Verringerung von

¹ Stahl (2001), III.4 S. 1.

² Hackl et al. (1993), S. 1.

³ Oechsle & Beck (1983), S. 512-517.

⁴ Thausing (1887), S. 12 f.

⁵ Narziß (1995), S. 258-274.

⁶ Wackerbauer (1993), S. 124-139.

⁷ Willmar (1986), S. 1446-1452.

⁸ O'Rourke (2000), S. 30-31.

⁹ Schafft (1972), S. 1-16.

Bierverlusten, Optimierungen z.B. bei Rüstzeiten, Wasserverbräuchen und einzusetzendem Filterhilfsmittel geachtet. Des Weiteren wird ein hoher Automatisierungsgrad bei höchst möglicher Betriebssicherheit angestrebt. Immer höher werdende Umweltstandards zwingen die Brauindustrie auch zu einem Umdenken beim Einsatz von Kieselgur als Filterhilfsmittel. Damit gewinnen alternative Filterhilfsmittel immer mehr an Bedeutung; dies stellt natürlich auch besondere Anforderungen an die Zulieferindustrie als Filterapparatehersteller.

So sind auch hinsichtlich der Schwerpunkte der vorliegenden Arbeit die Literaturzusammenfassungen in die Bereiche Filtrationsgrundlagen, Filtrationstechnologie, Filtrationstechnik und Verfahrenstechnik gegliedert.

2 Problemstellung

Das neue Filtrationssystem TFS zeichnet sich durch seine konstruktiven Neuerungen aus, die zu vielfältigen technologischen, wirtschaftlichen und verfahrenstechnischen Vorteilen führen sollen. Basis für die Neuentwicklung sind die genaue Kenntnis der physikalischen Grundlagen der Fest-Flüssig-Trennung, gezielte technologische Vorgaben, die Betrachtung bisher in der Brauindustrie eingesetzter Apparate zur Bierklärung und der Blick in andere Industriezweige. Der TFS-Filter kann so neue Perspektiven für die Bierfiltration, insbesondere im Hinblick auf den Einsatz alternativer Filterhilfsmittel eröffnen. Die konstruktiven Neuerungen erlauben ebenfalls den Einsatz des TF-Systems für die Bierstabilisierung, sei es mit PVPP oder anderen Stabilisierungsmitteln.

Die vorliegende Arbeit soll die Entwicklung und die Validierung des TFS-Filtersystems aufzeigen. Bei den umfangreichen Versuchen an einem Filterversuchsstand und dem Pilotfilter in einer deutschen Großbrauerei sollen wichtige neue Erkenntnisse gewonnen werden. Durch den großtechnischen Einsatz des Filters in verschiedenen Brauereien weltweit sollen die Resultate des Pilotfilters bestätigt und weitere verfahrenstechnische Möglichkeiten herausgearbeitet werden. In den begleitenden Diplomarbeiten werden Grundlagen erarbeitet und die Testergebnisse wissenschaftlich aufbereitet. Zahlreiche Veröffentlichungen, interne und externe Schulungen und Vorträge liefern ebenfalls Beiträge für die vorliegende Arbeit. Nachfolgende Punkte sollen einen Abriss des abgearbeiteten Themengebietes geben:

- Neuentwicklung des TFS-Filtersystems. Hierzu sind Erfahrungen und Probleme mit Anschwemmfiltersystemen und insbesondere mit klassischen Kerzenfiltersystemen dargestellt. Des Weiteren sollen an einem Filterversuchsstand mit einem Filterstab Erkenntnisse über Anschwemmmechanismen und Geschwindigkeitsverteilungen in einem Filter gewonnen werden. Für den Erfolg eines Anschwemmfilters ist auch eine genaue Kenntnis der einzusetzenden Filterhilfsmittel erforderlich. Eine Sinkgeschwindigkeitsanalyse von verschiedenen Filterhilfs- und Stabilisierungsmitteln soll dazu die nötigen Erkenntnisse liefern, um den Filter optimal darauf abstimmen zu können.
- Leistungs- und Verbrauchsdaten unter Praxisbedingungen sollen an einem Pilotfilter mit einer Leistung von 85 hl/h, der in einer deutschen Großbrauerei parallel zu einer bestehenden Kerzenfilterlinie aufgestellt wird, aufgenommen werden. Durch die Möglichkeit von Vergleichsfiltrationen sind einige Kennwerte wie Druckverlauf oder Trübung im Filtrat in Relation zu einem klassischen Kerzenfiltersystem zu erwarten.

Das Verhalten des Filters unter Extrembedingungen wie Druckstößen oder Stromausfall ist ebenfalls Gegenstand dieser Versuchsreihen. Außerdem sind Versuche mit Kieselgurmischungen – insbesondere für die Voranschwemmung – und Perliten als Filterhilfsmittel Teil der Pilotphase.

- Am TFS-Filter im Großmaßstab sollen Erläuterungen für das Up-Scaling aufgezeigt werden. Der Filter sollte in jeder Baugröße und für jeden Einsatzfall annähernd die gleichen Resultate liefern. Es muß auch bei Filtern mit großer Leistung und hohem Automatisierungsgrad eine einwandfreie Filtration gewährleistet werden.

Zur Validierung des TFS-Filtersystems müssen Erfahrungen und Werte von Filtern unterschiedlicher Baugröße aufgezeigt werden. In diesem Rahmen werden verschiedene Verfahrenstechniken bezüglich der Vor- und Nachlaufwirtschaft getestet und ausgewertet.

- Der TFS-Filter als Stabilisierfilter mittels PVPP. Wird regenerierbares PVPP zur polyphenolseitigen Stabilisierung des Bieres zugegeben, erfüllt der Filter die Aufgaben einer vollständigen Abtrennung des Stabilisierungsmittels am Filterelement und der anschließenden Regeneration durch Lauge.

Hierzu sollen in einer Brauerei Leistungs- und Verbrauchszahlen ermittelt werden. Um auch hier mit einem minimalen wirtschaftlichen Aufwand die höchst mögliche Effizienz erzielen zu können, sind Versuche bezüglich der Regeneration des PVPP's und der Zurückführung in den Stapelbehälter mit dem Ziel der Minimierung der PVPP-Verluste notwendig.

3 Stand der Technik

3.1 Filtrationstheorie

3.1.1 Mechanismen der Feststoffabtrennung

Trennverfahren von Mehrphasensystemen gewinnen durch Forderungen der Nachhaltigkeit und Ressourceneinsparungen immer mehr an Bedeutung. So zahlreich die Anwendungsgebiete von Trennverfahren sind, so unterschiedlich sind die zu trennenden Stoffsysteme, die spezifischen Anforderungen und das Trennergebnis.

Physikalisch können zwei Hauptgruppen von Trennverfahren unterschieden werden:

- Mechanische Verfahren
- Thermische Verfahren.

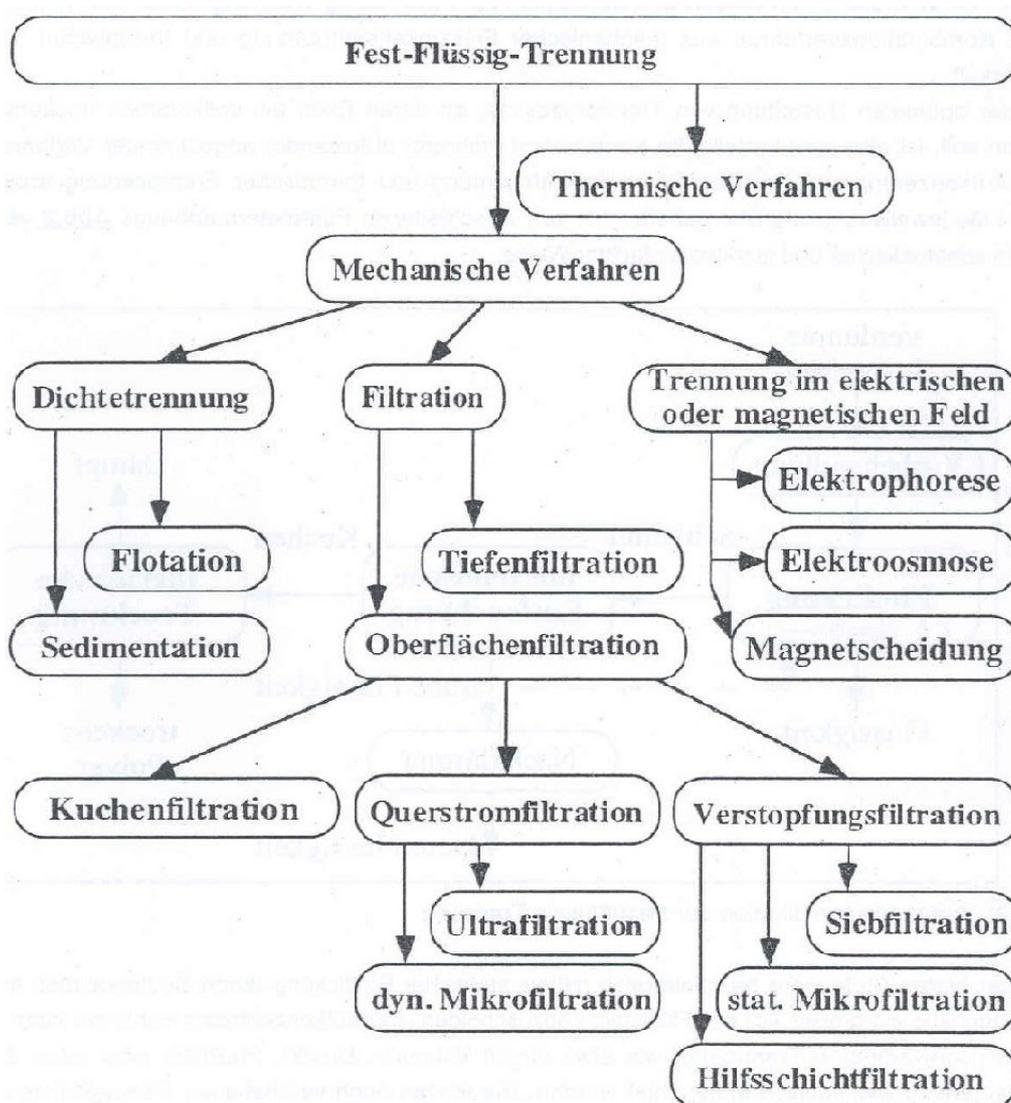


Abbildung 3.1: Einteilung der Fest-Flüssig-Trennung¹

¹ Stahl (2001), I S. 3

Bei den thermischen Verfahren müssen Prozesse wie die Destillation, Rektifikation, Kristallisation, Fällung, Extraktion oder die Trocknung genannt werden. Zu den mechanischen Verfahren zählen neben der Filtration auch Prozesse wie die magnetische Sortierung oder die elektrophoretische Abscheidung (vgl. Abb. 3.1).

Geht man bei der Fest/Flüssig-Trennung vereinfachend von einem zweiphasigen Stoffgemisch aus, so ergeben sich drei Grundprinzipien des Trennverfahrens:

- Dichtentrennung (Sedimentation, Flotation)
- Filtration
- Abtrennung von Partikeln mittels Einwirkung elektrischer oder magnetischer Kräfte.

Die Dichtentrennung nach dem Prinzip der Sedimentation reicht von der Aufkonzentrierung oder Klärung extrem verdünnt vorliegender Suspensionen bis hin zur weitestgehenden Entfeuchtung des abgetrennten Feststoffes. Zur Trennung auf Basis von Sedimentation muß ein Dichteunterschied zwischen Feststoff und Flüssigkeit existieren. Ist der Dichteunterschied zu gering, kann durch Gaseintrag im Gegenstrom der Feststoff an der Oberfläche abgeschieden werden (vgl. Abb. 3.2).

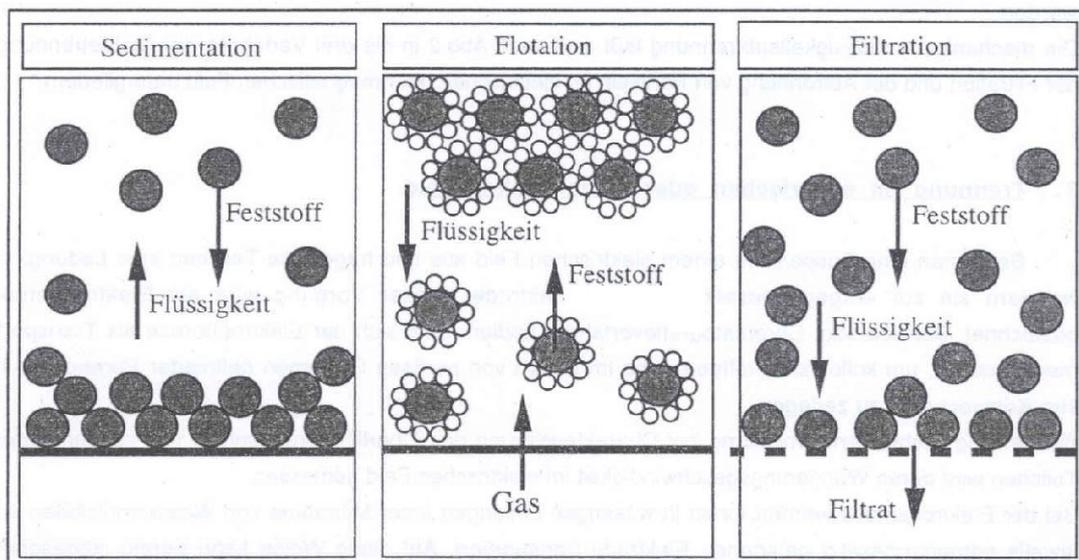


Abbildung 3.2: Unterscheidung Sedimentation/Flotation/Filtration¹

Besitzen die Partikel in einer Suspension eine elektrische Ladung oder sind sie ferro- bzw. paramagnetisch lassen sie sich in einem elektrischen oder magnetischen Feld abscheiden.

¹ Stahl (2001), I S. 6

Filtration

Die Trennung von Feststoff und Flüssigkeit erfolgt bei einem strömungsmechanischen Transport der Suspension durch das Filtermittel, das aufgrund seiner Porenstruktur flüssigkeitsdurchlässig, aber feststoffdicht ist. Dabei werden Feststoffteilchen auf dem Filtermittel abgelagert und die filtrierte Flüssigkeit (Filtrat) verlässt das Filtermittel klar. Als äußere Kraft zur Überwindung des Strömungswiderstandes wirkt hierbei eine angelegte Druckdifferenz.¹

Man kann beim Filtrationsvorgang grundsätzlich verschiedene Mechanismen der Feststoffabscheidung beobachten. Bei der Oberflächen- oder Kuchenfiltration werden die in der Suspension enthaltenen und auch die absichtlich zu dosierten Feststoffe (Filterhilfsmittel) durch ein Filtermedium zurückgehalten, und es baut sich ein Filterkuchen auf. Die Feststoffabscheidung findet nahezu ausschließlich auf der Oberfläche des Kuchens statt.

Niedrig konzentrierte Suspensionen können durch eine Tiefenfiltration, die auch als Schichtenfiltration bezeichnet wird, weitgehend geklärt werden. In den Hohlräumen des Filtermediums werden die Feststoffe zurückgehalten und eingelagert. Bei der Siebfiltration werden die Partikel, die größer als die Porenweite des Siebmaterials sind, auf der Oberfläche zurückgehalten. Die Querstromfiltration ist im Unterschied zur Tiefenfiltration eine Form der Oberflächenfiltration zur Abtrennung sehr kleiner Teilchen, Kolloide oder Makromoleküle. Wegen der meist sehr geringen Abmessungen der abzuscheidenden Stoffe kommen für die Querstromfiltration meist mikroporöse Membranen als Filtermedium zum Einsatz. Durch einen parallel zum Filtermedium geführten Zulaufstrom werden die abzutrennenden Stoffe weitestgehend an einer Ausbildung einer als Deckschicht bezeichneten Ablagerung am Filtermedium gehindert. Dadurch wird vermieden, dass mit fortschreitender Filtrationszeit der anfallende Filtratvolumenstrom infolge ansteigenden Filtrationswiderstandes geringer wird.

Kuchenfiltration

Die Kuchenfiltration ist eine Variante der Oberflächenfiltration. Die Kuchenfiltration dient der Gewinnung von Feststoff und/oder Flüssigkeit.

¹ Hackl et al. (1993), S. 1-5.

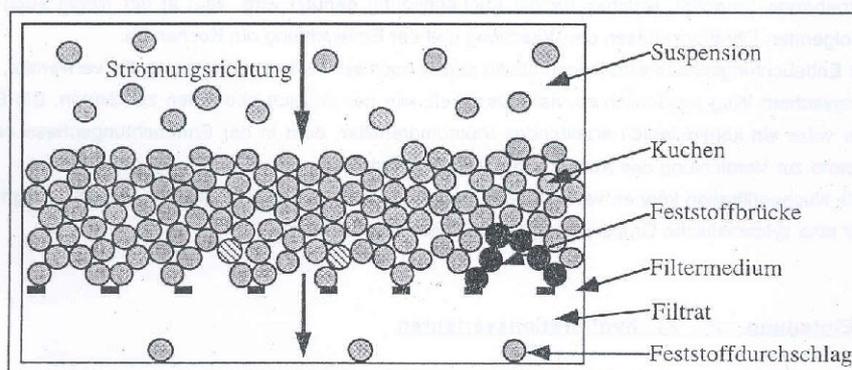


Abbildung 3.3: Kuchenfiltration¹

Abbildung 3.3 verdeutlicht, dass sich der Feststoff aus einer Suspension infolge eines treibenden Potentials meist an der Oberfläche eines porösen Filtermediums abscheidet und zu einem als Kuchen bezeichneten Haufwerk heranwächst. Für eine Brückenbildung auf dem Filtermedium ist im Gegensatz zur Tiefenfiltration eine Mindestkonzentration von Feststoffen notwendig. Ist der Gehalt an Feststoffen zu gering, so strömt die Suspension weitgehend ungeklärt durch das Filtermedium hindurch.² Die Poren des Filtermediums sind dabei oft größer als die feinsten, suspendierten Trubpartikel, so dass ein Teil der Partikel bei Beginn der Filtration zunächst durch das Filtermedium hindurchdringen kann. Beginnen größere zurückgehaltene Teilchen oder Brückenaufbau die Poren zu verkleinern, wird das Filtrat blanker; der Filterkuchen übernimmt die eigentliche Filtration. Ist ein blankes Filtrat erforderlich, muss zu Beginn der Filtration eine Kreislaufaufführung stattfinden, bis der gebildete Filterkuchen die gewünschte Trenngrenze erreicht.³

Anschwemmfiltration

Der Voranschwemmvorgang entspricht praktisch einer Kuchenfiltration. Der angeschwemmte Filterkuchen stellt das Filtermittel für die nachfolgende Filtration dar. In der eigentlichen Filtration sind sowohl Oberflächenfiltrationseffekte wie auch Tiefenfiltrationsphänomene zu beobachten.⁴

Die wesentlichen Unterschiede im Vergleich zur Kuchenfiltration bestehen darin, dass die entstehende Schicht aus zwei Komponenten, dem Filterhilfsmittel und dem abgetrennten Feststoff, gebildet wird und ihre Zusammensetzung infolge des Eindringens einzelner abzutrennender Partikel in die Schichttiefe weder zeitlich noch örtlich konstant ist. Der

¹ Stahl (2001), I S. 13

² Rushton (1972), S. 274-278.

³ Gasper, Oechsle & Pongratz (2000), S. 15-32.

⁴ Rippberger (2002), S.290-294.

Suspension werden Filterhilfsmittel zudosiert, die zu einer genügenden Ausbildung von Brücken auf dem Filtermedium sorgen und einen möglichst porösen Filterkuchen bilden. Die Wahl relativ großer Poren soll eine Verstopfung des Filtermediums verhindern, eine hohe Permeabilität sicherstellen und eine gute Reinigung ermöglichen.¹

Einen typischen Filterkuchen zeigt Abbildung 3.4. Zudosierte Filterhilfsmittel bilden eine Primärschicht, die der Brückenbildung über dem Filtermedium dient. Oftmals wird eine Sekundärschicht gebildet, die von der Filterhilfsmittelbeschaffenheit die gleiche Permeabilität aufweist wie die nachfolgende Dosage. Sie dient als sogenannte „Polizeischicht“, als letzte Barriere. Die herauszutrennenden Feststoffe und die zudosierten Filterhilfsmittel bilden als mehr oder weniger kompressibles Haufwerk den Filterkuchen.

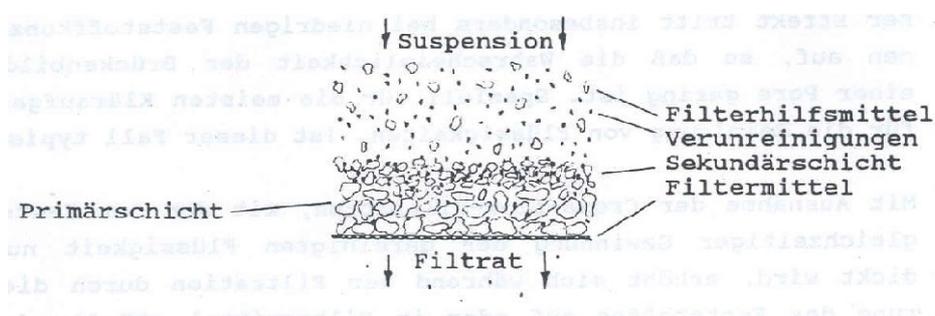


Abbildung 3.4: Anschwemmfiltration mit Primär- und Sekundärschicht²

Über die Höhenänderung lassen sich für die Anschwemmfiltration die Prozessvarianten mit konstanter Schicht, mit Schichtabnahme und mit Schichtzunahme unterscheiden.³ Den Prozessvarianten gemeinsam ist, dass die Verunreinigungen vorrangig bereits beim Auftreffen auf der ausgebildeten Filterhilfsmittelschicht zurückgehalten werden. Andere Partikel lagern sich im Porensystem der Filterhilfsmittelschicht ab.^{4, 5}

Einsatzbereiche der Filtrationsverfahren

Ein Kriterium für die Einteilung von Filtrationsverfahren ist Angabe der kleinsten Pore, die die Größe der zurückgehaltenen Partikel bestimmt. Die Filtration läßt sich dadurch in vier Gruppen einteilen (vgl. Abb. 3.5):

- Filtration mit einem Porendurchmesser von bis zu 5 μm
- Mikrofiltration mit einem Porendurchmesser von bis zu 0,1 μm
- Ultra-/Nanofiltration mit einem Porendurchmesser von bis zu 10^{-3} μm
- Umkehrosmose

¹ Anlauf (1989), S. 32-36.

² Hackl et al. (1993), S. 3.

³ Heidenreich & Tittel (1985), S. 201-209.

⁴ Tittel (1987), S. 20-25.

⁵ Alles, Anlauf & Stahl (1999), S. 898-905.

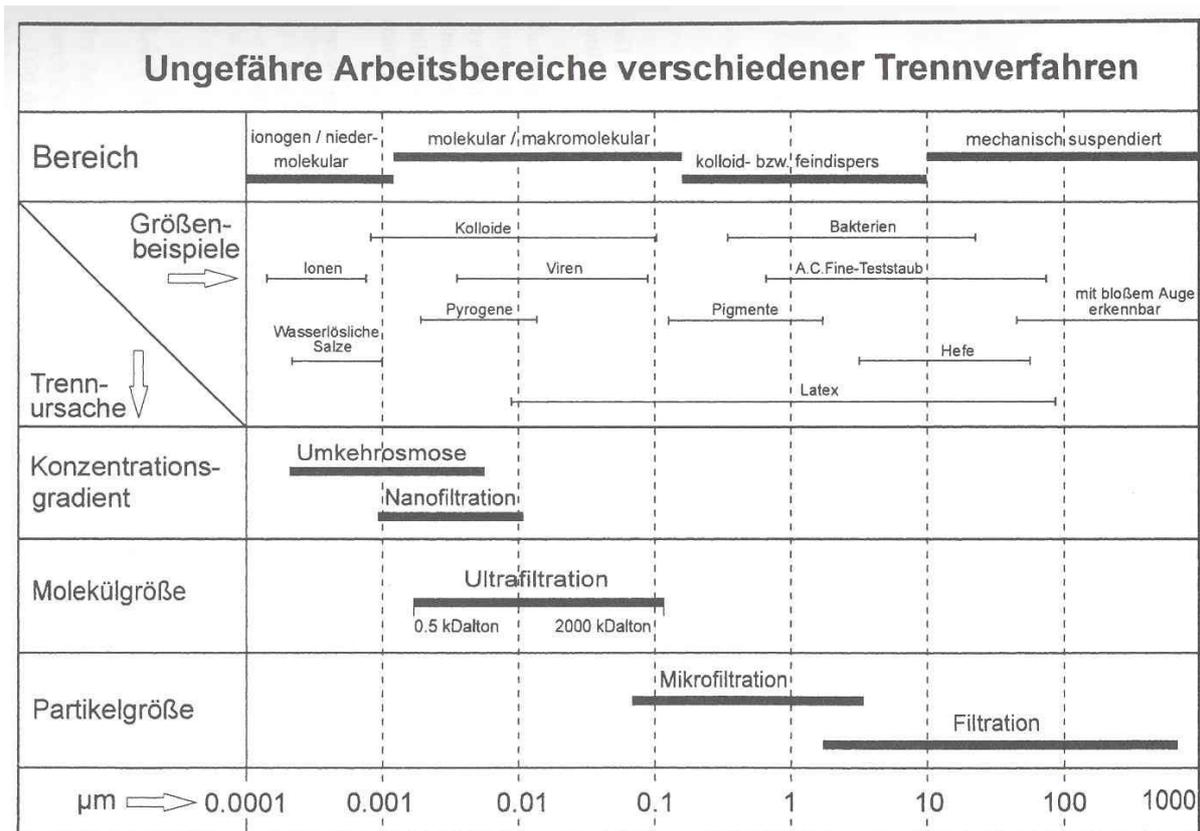


Abbildung 3.5: Arbeitsbereiche verschiedener Trennverfahren¹

Die Anschwemmfiltration endet nach unten hin bei einer Partikelgröße von ca. 1 µm. Die Trenngrenze wird durch den Einsatz von Filterhilfsmitteln festgelegt und so den technologischen Anforderungen angepasst. Es spielen für die Trenngrenze nicht nur die Größen der Filterhilfsmittelpartikel und der daraus abzuleitenden, gebildeten Porengröße eine Rolle, sondern auch Adsorptions- oder andere Anziehungskräfte zwischen den Trub- und Filterhilfsmittelpartikeln.

3.1.2 Filtrationsgrundlagen und Gesetzmäßigkeiten

Physikalische Grundlagen und Gesetzmäßigkeiten der Filtration wurden bereits im letzten Jahrhundert erforscht. In den 50-iger Jahren des letzten Jahrhunderts stellte DARCY² mit einer experimentell ermittelten Gleichung die Wasserdurchlässigkeit eines Sandbettes auf eine theoretische Grundlage.

Es durchfließt eine Flüssigkeit mit hoher Viskosität und langsamer Geschwindigkeit einen Filterkuchen. Der Durchströmungswiderstand beruht hier praktisch ausschließlich auf

¹ Gasper, Oechsle & Pongratz (2000), S. 11.

² Rumpf & Gupte (1971), S. 367-375.

Reibungskräften, es spielt also die dynamische Viskosität η bei zäher Durchströmung eine große Rolle. Es gilt eine umgekehrte Proportionalität der Widerstandsfunktion $f(\text{Re}, \varepsilon)$ zur Reynoldszahl mit u als mittlere Strömungsgeschwindigkeit, d_p als Durchmesser und δ als Suspensionsdichte:

$$\text{Re} = \frac{u d_p \delta}{\eta} \quad (1)$$

Die DARCY-Gleichung lautet somit:

$$\frac{dV_L}{dt} = \frac{\Delta p A p_K}{\eta_L h_K} \quad (2)$$

Der Filtratvolumenstrom $\frac{dV_L}{dt}$ hängt vom Druckverlust Δp am Filterkuchen, einer zu durchströmenden Kuchenfläche A , von der Kuchendicke h_K , von der dynamischen Fluidviskosität η_L und von der spezifischen Kuchenpermeabilität p_K ab. Der Kehrwert der Kuchenpermeabilität p_K wird auch als spezifischer Kuchenwiderstand r_K bezeichnet:

$$r_K = \frac{1}{p_K} \quad (3)$$

Vorraussetzungen für diese theoretische Herleitung sind ein Newton'sches Fließverhalten, eine laminare Strömung zwischen Kuchen und Filtermedium, eine örtlich und zeitlich konstante Feststoffkonzentration der zu filtrierenden Flüssigkeit und die Darstellung der Hohlräume im Filterkuchen als gerades Kapillarsystem mit gleicher Länge und Durchmesser.

Wird die poröse Schicht durch ein Kapillarsystem modellmäßig ersetzt und erfolgt eine laminare Durchströmung von gleich großen, kreiszylindrischen Kapillaren, so geht das DARCY-Modell in das HAGEN-POISEUILLE'sche Modell über. In diesem Fall entspricht die Widerstandsfunktion $f(\text{Re}, \varepsilon)$ der mittleren Schubspannung (oder Reibungswert) τ_m . Diese lässt sich in Abhängigkeit von Reynolds wie folgt darstellen:¹

$$\tau_m = 32/\text{Re} \quad (4)$$

Die HAGEN-POISEUILLE-Gleichung lautet:

$$\frac{dV_L}{dt} = \frac{\Delta p A_p^2 n_p}{\eta_L L_p 32} \quad (5)$$

L_p bedeuten hierbei die Porenlänge und n_p die Porenanzahl.

¹ Kufferath (1942), S. 34-40.

Etwas detailliertere Angaben zum Einfluß der Porosität auf das Durchströmungsverhalten liefert die CARMAN-KOZENY-Gleichung. Sie versucht, für die Kuchenpermeabilität p_K einen Zusammenhang aus den Stoffparametern Porosität ε und der spezifischen Oberfläche S_V herzustellen.^{1, 2, 3, 4}

$$p_K = \frac{1}{k} \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon^2)} \frac{1}{S_V^2} \quad (6)$$

Die Größe k wird als Anpassungsfaktor meist mit $k = 5$ angenommen. Die spezifische Oberfläche S_V der Teilchen kann über den sog. „Sauterdurchmesser“ der Partikelgrößenverteilung $x_{1,2}$ ausgedrückt werden.

$$S_V = 6 * \frac{1}{x_{1,2}} \quad (7)$$

Die CARMAN-KOZENY-Gleichung lautet somit:

$$\frac{dV_L}{dt} = \frac{A \Delta p}{\eta_L h_K} \frac{1}{180} \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2} \frac{1}{x_{1,2}^2} \quad (8)$$

Ein verbesserter und in einem weiten Anwendungsbereich gültiger Ansatz stammt von GUPTE. Dabei hängt die spezifische Kuchenpermeabilität p_K vom Sauterdurchmesser $x_{1,2}$ und der Porosität ε in folgender Weise ab:^{5, 6}

$$p_K = \frac{1}{5,6} x_{1,2}^2 \varepsilon^{5,5} \quad (9)$$

ERGUN hat in seiner Gleichung neben dem laminaren Anteil des Druckabfalls ein turbulentes Druckabfallglied berücksichtigt. Der Druckverlust stellt sich in Abhängigkeit von der Kuchenhöhe H und der Durchströmungsgeschwindigkeit v_L wie folgt dar:

$$\frac{\Delta p}{H} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\eta_L * v_L}{x_{1,2}^2} + 1,75 \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \frac{\delta v_L^2}{x_{1,2}} \quad (10)$$

Liegt eine breite Korngrößenverteilung vor, so muß die ganze rechte Seite der Gleichung (10) mit dem Korrekturfaktor $(\varepsilon_m/\varepsilon)^{0,75}$ multipliziert werden.⁷ Dabei bedeutet ε_m die Porosität eines

¹ Heidenreich & Tittel (1983), S. 339-347.

² Harris (1968), S. 500-510.

³ Sorrentino & Anlauf (2000), S. 45-48.

⁴ Sorrentino & Anlauf (2000), S. 1683-1685.

⁵ Molerus, Pahl & Rumpf (1971), S. 376-378.

⁶ Gupte (1971), S. 36-68.

⁷ Stieß (1994), S. 54-126.

monodispersen Gutes gleicher Partikelgröße, ε ist die tatsächliche Porosität bei breiter Partikelgrößenverteilung.

Eine lineare Abhängigkeit des Filtratvolumenstromes vom Anstieg der Druckdifferenz ist praktisch in der Anschwemmfiltration in der Brauindustrie nicht zu beobachten. Häufig sind die Filtrationsverläufe durch einen exponentiellen Druckanstieg gekennzeichnet. Solche Verläufe sind, die konstanten Eigenschaften des Unfiltrates vorausgesetzt, immer in einer Veränderung der Kuchenstruktur begründet. Hierfür werden zwei äußere Einflußfaktoren verantwortlich gemacht:

- Das Eindringen von Trubpartikeln in den Filterkuchen und deren Abscheidung in der Tiefe der Schicht.
- Eine mögliche Kompressibilität des Filterkuchens infolge der Druckeinwirkung.

Tiefenfiltration

HUSEMANN et al.¹ konnten in Versuchen nachweisen, dass vor allem in der Primärschicht feine Trubpartikel im Filtrationsverlauf abgeschieden werden. Hier greifen die Gesetzmäßigkeiten der Tiefenfiltration; es kommt dabei zu einer Veränderung der Porosität im gebildeten Haufwerk. Größere Trubpartikel (z.B. Hefen) werden durch Oberflächenfiltration meist an der Kucheneintrittsseite abgeschieden. Durch unterschiedliche Feststoffpartikelgrößen findet ein Weitertransport von Feinstpartikel statt; sie lagern sich tiefer im Filterkuchen ein und verändern somit zeitlich die Porosität.

Für den Abscheidevorgang zeichnen auch die Korngrößenverteilung und die Oberflächenbeschaffenheit der Kieselgur verantwortlich.

In einer Versuchsanlage wurden zwei in ihrer Zusammensetzung unterschiedliche Biere unter Verwendung verschiedener Kieselgursorten bei variierenden Versuchsbedingungen filtriert. Der Einfluß der Versuchsbedingungen auf den Filtrationsverlauf wurde gemessen. Zur Bewertung diente in der Versuchsanordnung der spezifische Filterkuchenwiderstand nach ERGUN²:

$$r_K = \frac{150(1 - \varepsilon)^2}{x_{1,2}^2 \varepsilon^3} \quad (11)$$

¹ Husemann, Hebmüller & Esslinger (2002), S. 46-50.

² Alt (1980), S. 177-180.

Zeigt die Filtrationskennlinie zu Beginn der Filtration eine Kurve mit abnehmender Steigung, die dann in eine Gerade übergeht, so sind hier wahrscheinlich Verstopfungen des Filtermediums durch feinste Partikel verantwortlich. Dieses Phänomen hängt in erster Linie vom Filtermedium – Siebgewebe zeigen hier deutlichere Anzeichen als z.B. Spaltwickелеlemente – und vom Filterhilfsmittel ab.¹

Schichtkompression

Die vorangegangenen Gleichungen sind nur für einen idealen, d.h. inkompressiblen Filterkuchen anwendbar. Da aber der reale Filterkuchen einer breiten Partikelgrößenverteilung unterworfen ist und die Kuchenpartikel eine unterschiedliche Konsistenz besitzen, ist der Kuchen mehr oder minder kompressibel. Mit zunehmender Filtrationszeit wächst die Druckspannung und damit die Verdichtung eines Schichtelements. Die Folge kompressibler Filterkuchenbildung ist ein Porositätsgradient über der Kuchenhöhe.² Da die Kompressibilität der Schicht von einer Reihe in ihren Auswirkungen nicht quantifizierbarer Eigenschaften der am Prozess beteiligten Stoffsysteme sowie von den strömungsmechanischen Prozessvariablen abhängt, ist die Vorausberechnung der Verdichtung und ihrer Auswirkung auf den Schichtwiderstand nicht möglich.^{3, 4} Es existieren aber mehrere Ansätze zur Berücksichtigung experimentell gewonnener Ergebnisse zur Schichtkompression.^{5, 6, 7, 8, 9, 10} Sie gehen zum großen Teil auf eine Beziehung von TERZAGHI¹¹ aus der Bodenmechanik zurück. Für die Porositätsänderung $\varepsilon_0 - \varepsilon_p$ einer reinen Filterhilfsmittelschicht kann der Zusammenhang folgendermaßen beschrieben werden:

$$\varepsilon_0 - \varepsilon_p = \frac{1}{\mu} \ln\left(1 + \frac{\mu}{R_K} \sigma_D\right) \quad (12)$$

¹ Gasper, Oechsle & Pongratz (2000), S. 32-34.

² Stahl (2001), VI.1.1 S. 26-28.

³ Alles, Anlauf & Stahl (1998), S. 1571-1581.

⁴ Alles & Anlauf (1998), S. 1322-1323.

⁵ Heertjes & Zuidfeld (1978), S. 17-64.

⁶ Heidenreich et al. (1981), S. 13-81.

⁷ Ives (1975), S. 78-113.

⁸ Berndt (1981), S. 26-95.

⁹ Wegner (1986), S. 15-63.

¹⁰ Heidenreich (1985), S. 12-29.

¹¹ Kezdi (1969), S. 47-59.

Der Reibungswert μ und der Schichtwiderstand R_K sind messtechnisch nur schwer zu erfassen, daher existieren eine Reihe von Vereinfachungen. BERNDT¹ und TILLER^{2, 3} haben Beziehungen genannt, bei denen der spezifische Schichtwiderstand vom Kompressionsdruck σ_D , dem Kompressibilitätskoeffizienten a_p und einem Exponenten m_p abhängen. Die Parameter können mit vertretbarem Aufwand z.B. in einer Kompressions-Permeabilitäts-Zelle bestimmt werden.⁴

$$r_p = r_0 a_p^{m_p} \sigma_D^{m_p} \quad (13)$$

$$r_p = r_0 (a_p \sigma_D + 1) \quad (14)$$

3.1.3 Grundgleichung der Kuchenfiltration

Der Gesamtdruckabfall setzt sich bei der Anschwemmfiltration aus zwei Gliedern zusammen. Zum einen weist das Filtermedium einen Druckverlust Δp_m auf, zum anderen wird durch die Durchströmung des Filterkuchens ein Druckabfall Δp_k erzeugt. Der Gesamtdruckabfall addiert sich zu:

$$\Delta p = \Delta p_m + \Delta p_k \quad (15)$$

Um den zeitlichen Vorgang der Filterkuchenbildung aus einer Suspension nach Gleichung (2) beschreiben zu können, muß zunächst ein Zusammenhang zwischen der Kuchenhöhe h_k und dem Filtratvolumen V_L hergestellt werden. Dazu dient eine Bilanz um das Gesamtsystem aus Feststoff (S) und Flüssigkeit (L):

$$A h_k (1 - \varepsilon) \delta_S = (V_L + (A h_k \varepsilon)) c_g \delta_L \quad (16)$$

Die Porosität (Hohlraumanteil) ε ist der Quotient aus Hohlraumvolumen und Gesamtvolumen der porösen Schüttung (Filterkuchen). Weiterhin geht die Fläche A des Filterkuchens, die Dichte der festen Partikel ρ_S und der flüssigen Phase ρ_L sowie die Feststoffmassenkonzentration c_g in die Bilanz mit ein. Die Feststoffmassenkonzentration c_g wird durch die Masse der festen Partikel m_S und der Flüssigkeit m_L festgelegt:

$$c_g = \frac{m_S}{m_L} \quad (17)$$

¹ Berndt (1981), S. 11-103.

² Tiller (1973), S. 13-19.

³ Tiller (1975), S. 388-394.

⁴ Alles & Anlauf (1998), S.220-222.

Aus Gleichung (16) kann der dimensionslose Faktor κ , welcher die Konzentration der Suspension beschreibt, formuliert werden:

$$\kappa = \frac{c_g \rho_L}{(1 - \varepsilon) \rho_S - c_g \rho_L \varepsilon} = \frac{A h_K}{V_L} = \frac{c_v}{1 - \varepsilon - c_v} \quad (18)$$

Aus Gleichung (18) kann der Zusammenhang zwischen κ und der Feststoffmassenkonzentration c_g bzw. der Feststoffvolumenkonzentration c_v entnommen werden. Die Feststoffvolumenkonzentration c_v wird aus der Masse des Feststoffanteils m_S und der Flüssigkeit m_L sowie der Dichte des Feststoffes ρ_S und der Flüssigkeit ρ_L berechnet:

$$c_v = \frac{m_S \rho_S}{m_S \rho_S + m_L \rho_L} \quad (19)$$

Wird Gleichung (18) nach der Kuchenhöhe h_K aufgelöst und in Gleichung (2) eingesetzt, so kann die Gleichung für den Druckverlust Δp_k am Kuchen in Abhängigkeit vom zeitlichen Anfall des Filtrates V_L gebildet werden:

$$\Delta p_k = \frac{\eta_L \kappa V_L}{p_k A^2} \frac{dV_L}{dt} \quad (20)$$

Zur Berücksichtigung des mehr oder weniger starken Druckverlust am Filtermedium Δp_m wird die DARCY-Gleichung folgendermaßen beschrieben:^{1, 2}

$$\Delta p_m = \frac{\eta_L R_m}{A} \frac{dV_L}{dt} \quad (21)$$

Der für den jeweiligen Filtrationsvorgang relevante Filtermediumswiderstand R_m lässt sich nicht theoretisch oder an Hand eines einfachen Durchströmungsexperiment des reinen Filtermediums mit einer partikelfreien Flüssigkeit bestimmen. Der Filtermediumswiderstand R_m setzt sich aus dem Medium, dem in das Medium eingelagerten Feststoff und der ersten, brückenbildenden Kuchenschicht zusammen. Nur unter Berücksichtigung der Wechselwirkungen von Medium, Suspension und Einstellparametern kann eine Bestimmung aus dem Experiment erfolgen. Der Filtermediumswiderstand sollte im Verhältnis zum Kuchenwiderstand möglichst gering gehalten werden, um die maximal mögliche Filterkuchenhöhe bilden zu können.

¹ Hess & Thier (1993), S. 43-52.

² Stahl (2001) VI.1.1, S. 21-23.

Durch Addition der beiden Einzeldruckverluste des durchströmten Systems kann der Gesamtdruckverlust gebildet und eine Gleichung zur Beschreibung des zeitlichen Filtratanfalles bei der Kuchenbildung aufgestellt werden. Dies wird als Grundgleichung der kuchenbildenden Filtration bezeichnet:^{1, 2}

$$\frac{dV_L}{dt} = \frac{A\Delta p}{\eta_L \left(\frac{\kappa V_L}{p_k A} + R_m \right)} \quad (22)$$

Um einen Zusammenhang zwischen Filtrationsdauer t , dem anfallenden Filtratvolumen V_L und der entstandenen Druckdifferenz Δp durch Integration herzustellen, muß die Betriebsweise des Filterapparates festgelegt werden. Grundsätzlich lassen sich nach Abbildung 3.6 drei Varianten unterscheiden:

- variabler Druck bei konstantem Durchfluss;
- variabler Durchfluss bei konstantem Druck;
- variabler Durchfluss und variabler Druck

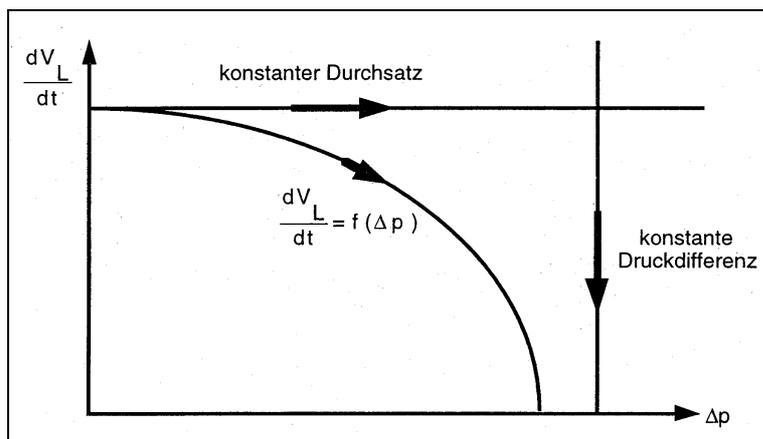


Abbildung 3.6: Prozessvarianten bei der Filtration

Das in der Brauerei vorwiegend verwendete Verfahren arbeitet mit konstantem Durchfluss – zumindest über weite Strecken – und steigender Druckdifferenz. Erst am Ende einer Filtration oder einem vorgegebenem Einlaufdruck wird der Differenzdruck konstant gehalten, was zur Folge hat, dass der Durchfluss stetig sinkt; ab einem vorgegebenem minimalen Durchfluss steigt der Differenzdruck wieder an bis die Filtration abgebrochen wird.³

¹ Weiß et al. (1985), S. 118-124.

² Bolek & Lochman (1974), S. 246-247.

³ Narziß (1995), S. 261-266.

Kuchenfiltration bei konstantem Unfiltratvolumenstrom

Wird der Unfiltratvolumenstrom konstant gehalten, steht die Filtratmenge V_L in einer linearen Beziehung zur Filtrationsdauer t . Durch Einsetzen von $\dot{V} = dV / dt$ in Gleichung (22) folgt:

$$\Delta p(t) = \frac{\dot{V} \eta_L}{A} \left(\frac{\kappa V_L t}{p_k A} + R_m \right) \quad (23)$$

Nach Umformen kann Gleichung (23) auch als Geradengleichung dargestellt werden:

$$\Delta p(t) = \frac{\dot{V} \eta_L \kappa}{A^2} * V_L + \frac{\dot{V} \eta_L R_m}{A} \quad (24)$$

Setzt man die Konstanten $c_1 = \dot{V} \eta_L / A^2$ und $c_2 = \dot{V} \eta_L / A$ in Gleichung (24) ein, erhält man eine Gleichung mit den spezifischen Widerständen für den Filterkuchen r_k und das Filtermedium R_m :

$$\Delta p(t) = c_1 * r_k * V_L + c_2 * R_m \quad (25)$$

Trägt man entsprechende Werte in ein Δp - V_L -Diagramm (Abb. 3.7) ein, können der spezifische Widerstand für den Filterkuchen r_k aus der Steigung und der spezifische Widerstand für das Filtermedium R_m aus dem Ordinatenabschnitt berechnet werden:

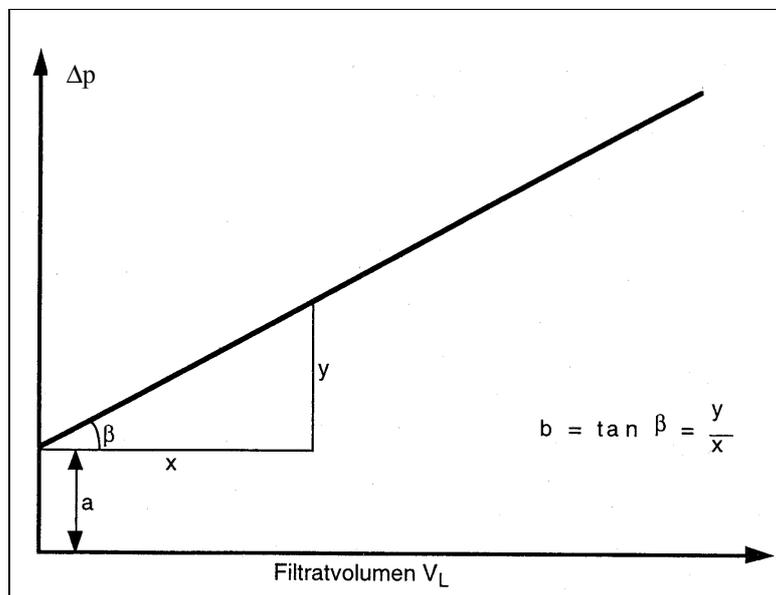


Abbildung 3.7: Δp - V_L -Diagramm zur Bestimmung der Parameter $c_1 r_k$ und $c_2 R_m$ bei $dV/dt =$ konstant.

Der Kuchenwiderstand r_k und Filterwiderstand R_m können nach folgenden Beziehungen bestimmt werden:

$$a = c_1 * r_k \quad \text{und} \quad \tan \beta = c_2 * R_m$$

Eine Bestimmung der Parameter r_k und R_m auf diese Weise setzen ideale Bedingungen für den Filterkuchen voraus. Kompressibilität und eine Änderung der Porenstruktur durch Eindringen von Partikeln in den Filterkuchen (Tiefenfiltration) führen zu Abweichungen. Der Druckanstieg wird nicht mehr linear sein, es zeigt sich vielmehr ein exponentieller Anstieg.

Kuchenfiltration bei konstanter Druckdifferenz

Bei konstant gehaltener Druckdifferenz Δp ergibt sich aus Gleichung (22) der folgende Zusammenhang zwischen Filtratvolumen V_L und der Filtrationszeit t :

$$\frac{V_L^2 \kappa}{p_k} + 2R_m A V_L = \frac{2A^2 \Delta p}{\eta_L} t \quad (26)$$

Auch hier kann durch Umstellung eine Geradengleichung erhalten werden:

$$\frac{t}{V_L} = \frac{\kappa \eta_L}{2p_k A^2 \Delta p} V_L + \frac{R_m \eta_L}{A \Delta p} \quad (27)$$

Durch geeignete Auftragung in ein Diagramm und Ablesen des Ordinatenabschnittes und der Steigung der Geraden können hier der Kuchen- und Filtermediumwiderstand bestimmt werden.

Kuchenfiltration bei $\Delta p = f(V_L)$

Für diesen Fall ergibt sich eine Differentialgleichung. Die Lösung hängt von der jeweiligen Funktion $\Delta p = f(V_L)$ ab und kann deshalb nicht in allgemeiner Form angegeben werden.^{1, 2, 3, 4, 5}

$$p(\dot{V}_L) \frac{A}{\eta_L} = \left(\frac{\kappa}{p_k A} V_L + R_m \right) \dot{V}_L \quad (28)$$

¹ Liu (1997), S. 14-23.

² Kiefer (1990), S. 1722-1728.

³ Anlauf (1994), S. 63-70.

⁴ Anlauf (1994), S. 116-126.

⁵ Anlauf (1994), S.1069-1071.

3.2 Filtrationstechnik in der Brauerei

3.2.1 Filtrierbarkeit

Im Bierherstellungsprozess stellt die Filtration einen beträchtlichen Kostenfaktor dar. Zwar kann mit den verschiedenen Filterhilfsmitteln ein hoher Qualitätsstandard erreicht werden, die Entsorgung bereitet aber immer mehr Probleme. Aus diesem Grund ist es natürlich verständlich, den Filtrationsvorgang maximal auszuschöpfen. Die Filtrierbarkeit des Bieres hat hier großen Einfluß, da sie entscheidend die Filterstandzeit mitbestimmt.¹

Unfiltriertes Bier ist eine Suspension mit einem Feststoffgehalt von ca. 0,02-2 %. Die Feststoffe sind amorph-flockig bis gelartig und nahezu ausnahmslos deformierbar.² Sie stammen von den Rohstoffen Malz, Hopfen und der zugeführten Hefe.³

Als filtrationsbeeinflussende Stoffe werden in der Literatur Polysaccharide, Polyphenole, Proteine, Melanoidine, Mineralstoffe, Hefen und Bakterien genannt. Der wissenschaftliche Nachweis für den direkten Einfluß der einzelnen Stoffgruppen ist allerdings noch nicht erbracht. Sicherlich sind auch die Technik und verfahrenstechnische Gründe für eine schlechte Filtrierbarkeit in einzelnen Brauereien zu nennen.⁴

Hochmolekulare Stärkeabbauprodukte spielen im Zusammenhang mit der Filtrierbarkeit schon rein mengenmäßig die größte Rolle.⁵ Große Bedeutung wird vor allem dem β -Glucan und dem daraus gebildeten β -Glucan-Gel zugeschrieben.^{6, 7, 8} Sie tragen sowohl zur Erhöhung der Viskosität als auch zur Verstopfung des Filterkuchens bei. Der Gehalt an β -Glucan wird hauptsächlich von der Sorte, dem Anbauort, der Vegetationszeit, den Witterungsbedingungen und damit dem Jahrgang bestimmt.⁹ Es wurden auch Zusammenhänge von α -Glucanen und Filtrierbarkeit gefunden. Bei ungenügendem Abbau von Stärke im Brauprozess können auch durch α -Glucane Filtrationsprobleme entstehen.¹⁰

Auch Pentosanen werden filtrationshemmende Eigenschaften zugeschrieben.¹¹

¹ Niemsch, Heinrich & Ziehl (1999), S. 788-793.

² Heertjes & Nijman (1957), S. 15-25.

³ Narziß & Eßlinger (1986), S. 424-427.

⁴ Litzenburger (1987), S. 425-433.

⁵ Schur & Pfenninger (1978), S. 17-23.

⁶ Wagner & Krüger (1991), S. 426-434.

⁷ Narziß (1992), S. 1696-1704.

⁸ Kreis & Back (2002), S. 156-162.

⁹ Kumada (1967), S. 34-58.

¹⁰ Annemüller & Schnick (1998), S. 2128.

¹¹ Leclercq et al. (1999), S. 429-436.

Dem Hefegehalt im Unfiltrat werden unterschiedliche Auswirkungen nachgesagt. Führen ein zu hoher Gehalt und insbesondere Hefestöße zu Filtrationsschwierigkeiten, so soll ein zu niedriger Gehalt durch Abzentrifugieren zu einer zu starken Verdichtung des Filterkuchens führen. Ein großer Einfluß rührt vom physiologischen Zustand der Hefe her.¹

Im Rahmen einer Diplomarbeit an der Universität Weihenstephan wurde der Einfluß der Hefetechnologie auf die Filtrierbarkeit untersucht. Es konnte festgestellt werden, dass die Temperatur der Hauptgärung, der verwendete Hefestamm und die Hefeführungszahl keinen eindeutigen Zusammenhang mit der Filtrierbarkeit zeigen. Filtrationsunterschiede ergeben sich jedoch in Abhängigkeit vom Separationszeitpunkt. So ist von einer Abtrennung der Hefe sofort nach der Hauptgärung abzuraten; eine Separation kurz vor der Filtration wirkt sich günstig aus. Erhöhte Trübungswerte können aber eindeutig unterschiedlichen Hefestämmen und erhöhten Gärtemperaturen zugeschrieben werden.²

Neuere Erkenntnisse stützen sich auf Partikelmessungen im Unfiltrat. So konnte nachgewiesen werden, daß schlecht filtrierbare Biere zwei Maxima aufweisen, während gut filtrierbares Bier nur ein Maximum im Partikelgrößenbereich der Hefe besitzt. In schlecht filtrierbarem Bier ist auch ein ausgeprägtes Maximum bei ca. 100 µm erkennbar. Dies lässt den Schluss zu, daß ein hoher Gehalt an feineren Partikeln zu Filtrationsschwierigkeiten führen kann.³

Neueste Erkenntnisse zeigen, dass beim Durchströmen des Filterkuchens mechanische Belastungen für die Bestandteile des Bieres auftreten. Dies führt zu Veränderungen der makromolekularen und partikulären Strukturen, die wiederum zu Veränderungen im Durchströmungsverhalten führen. Als Ursache hierfür wird eine Dehnbeanspruchung in den Poren genannt. Diese Dehnkräfte, hervorgerufen durch ein nicht-newton'sches Fließverhalten von Bier beim Durchströmen von porösen Medien, führen zu Auffaltungen von Knäuelmolekülen; diese Strukturierungsvorgänge können zu Filtrationsproblemen führen.^{4, 5}

¹ Esslinger (1985), S. 3-6.

² N.b. (2002), S. 170.

³ Ilberg, Machauer & Sommer (2001)

⁴ Drost & Windhab (2001), S. 44-47.

⁵ Drost (1999), S. 42-66.

3.2.1 Filterapparate

Der erste Filterapparat wurde am 4. Juni 1878 von Lorenz A. Enzinger beim Kaiserlichen Patentamt angemeldet. Es war ein Apparat mit Filterböden aus Papier zum Filtrieren von trüben Flüssigkeiten.

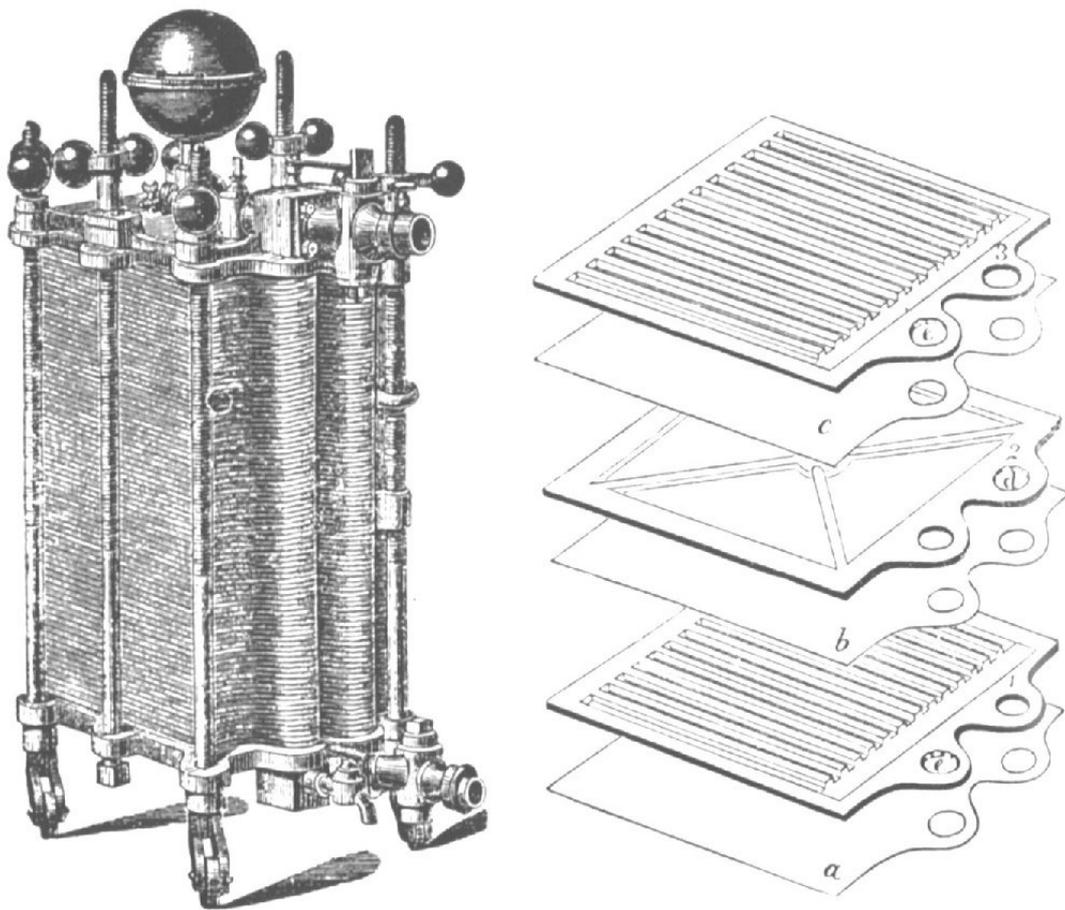


Abb. 1 Enzinger's Universal-Schnellfilter aus dem Jahre 1879

Abbildung 3.8: Enzinger's Universalfilter von 1879

Bis 1892 wurde das Bier mittels Papierschichten geklärt und somit seine Haltbarkeit entscheidend verbessert.¹

¹ Patentschrift (1879)

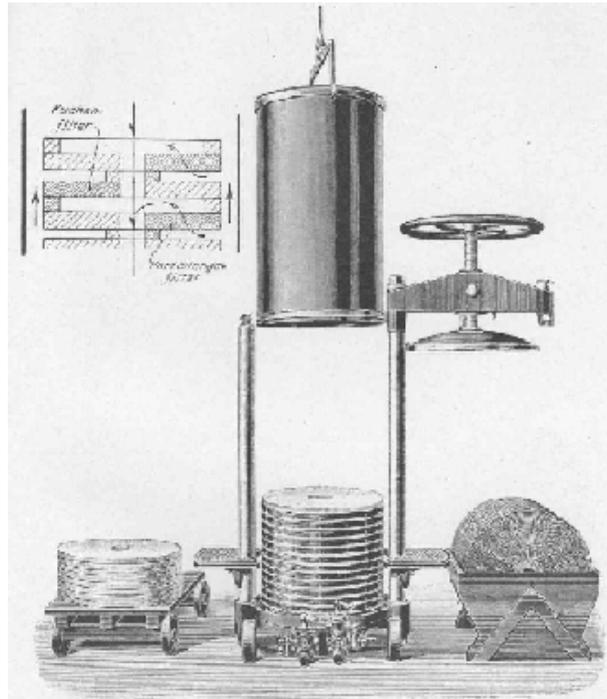


Abbildung 3.9: Enzinger Filter zum Einlegen geöffnet¹

Eine Art Kerzenfilter zeigt Abbildung 3.9. Die Scheiben bestehen aus reiner Kerzenmasse; es sind dabei Kuchenteller und Verteilungsteller abwechselnd angeordnet. Durch eine äußere Verdickung wird das Bier gezwungen, die Teller in ihrer ganzen Fläche zu durchdringen. Der Filtratabfluss erfolgt in einem zwischen den Tellern gebildeten Ablaufkanal. Die Teller können mit einer Bürste gereinigt werden.

Massefilter

Ende des letzten Jahrhunderts entwickelte sich dann die Massefiltration.

Der Massefilter besteht aus einer Vielzahl von Messingschalen, in die die eigentliche Filtermasse eingelegt wird. Das Unfiltrat wird durch diese Masse durchgedrückt und an den Böden der Schalen als Filtrat abgeführt. Die Masse besteht aus Baumwoll-Linsters und wird nach jeder Filtrationscharge aus den Schalen entnommen, gewaschen und wieder in eine kreisrunde Form zu einer Höhe von 60 mm gepresst. Durch den hohen Personal- und Wasseraufwand wird die Massefiltration nur noch vereinzelt eingesetzt. Abbildung 3.10 zeigt eine modernere Ausführung eines Massefilters der Firma Enzinger, im Anhang sind in den Abbildungen A.1 und A.2 einfache Massefilter als Ansicht und im Schnitt dargestellt.

¹ Bühler & Jänecke (1921), S. 103.

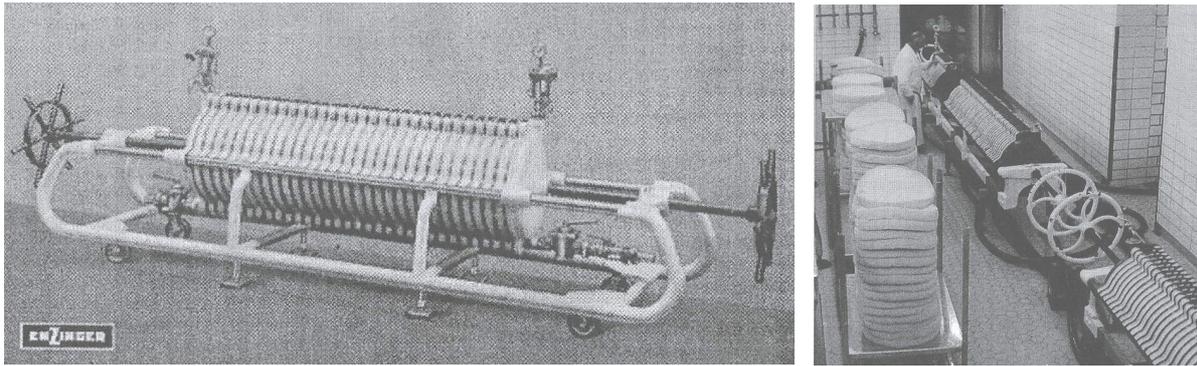


Abbildung 3.10: Enzinger-Massefilter¹

Seit den 30iger Jahren dieses Jahrhunderts hat sich von Großbritannien ausgehend die Anschwemmfiltration mit Kieselgur entwickelt. Nach dem 2. Weltkrieg ist diese Filtrationsart bereits das am meisten eingesetzte Verfahren.²

Für die Anschwemmfiltration lassen sich heute drei verschiedene Filtertypen unterscheiden:

- Kieselgur-Rahmenfilter
- Siebgewebefilter (horizontal und vertikal)
- Kerzenspaltfilter

Anschwemmfiltersysteme

Kieselgurrahmenfilter

Das Filtermedium eines Kieselgurrahmenfilters stellt ein rechteckiger Rahmen mit einer bestimmten Tiefe, die das Trubvolumen des Filters bestimmt, dar. Der Aufbau ist grundsätzlich gleich dem eines Schichtenfilters; es werden daher auch sogenannte Kombifilter angeboten (Abb. 3.11). Dort erfolgt in einem Filter eine Vorklärung durch Kieselgur und eine Nachklärung durch Schichten in einem gemeinsamen Filtergestell.

¹ Schwarz (2002), S. 1-24.

² De Clerk (1964), S. 56-62.

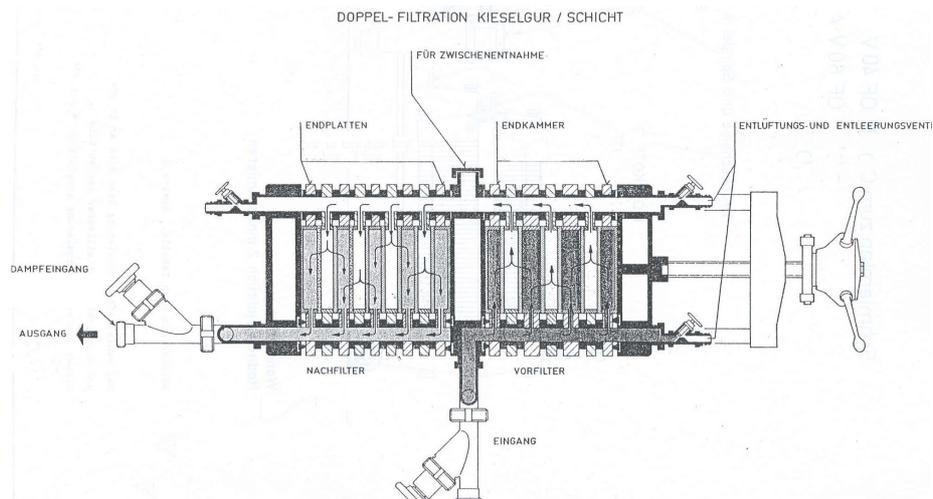


Abbildung 3.11: Kombifilter – Kieselgur + Schichten

Das Unfiltrat wird durch zwei Zuleitungsöffnungen an den oberen Ecken in den Rahmen geführt. Es ist hier auf eine saubere Strömungsführung zu achten, da die Filterhilfsmittelpartikel bis zu einem Meter horizontal getragen werden müssen. Es sind auch geometrisch bedingte Entlüftungsprobleme zu beachten. Durch die herrschenden, kleinen Strömungsgeschwindigkeiten sind Klassierungseffekte und Fehlanströmungen in den Randbereichen zu befürchten. Aus diesem Grund wird meist eine relativ große Menge an Voranschwemmung aufgebracht, um an jeder Stelle des Rahmens eine genügend dicke Schicht zu erhalten. Es sollte auch mit doppelter Filtrationsleistung angeschwemmt werden, um eine Verteilung des Filterhilfsmittel an jede Stelle des Rahmens zu gewährleisten. Das Filtrat wird innerhalb des Rahmens zu den Filtratabführungen an den unteren Ecken des Rahmens geführt. Zum Kieselguraustrag wird der Filter geöffnet; es werden die Rahmen auseinander gezogen und der Trubkuchen manuell ausgetragen (vgl. Abb. A.3 im Anhang). Mittels eines Wasserschlauches werden die Rahmen gereinigt. Dies führt zu erheblichem Wasserverbrauch zur Reinigung. Nach dem Ausspritzen wird der Filter wieder abgedichtet und im Kreislauf sterilisiert.^{1, 2}

Wegen der kleinen spezifischen Leistung von 2-3,5 hl/m²h werden bei Rahmenfiltern aber meist sehr lange Standzeiten erreicht, wenn der Trubraum groß dimensioniert ist. Für größere Filterleistungen werden aber sehr große Filterflächen benötigt; außerdem ist der geringe Automatisierungsgrad nachteilig für größere Filterleistungen.

¹ Heyse (1995), S. 214-216.

² Schwinghammer (1974), S. 5-9.

Horizontalsiebfilter

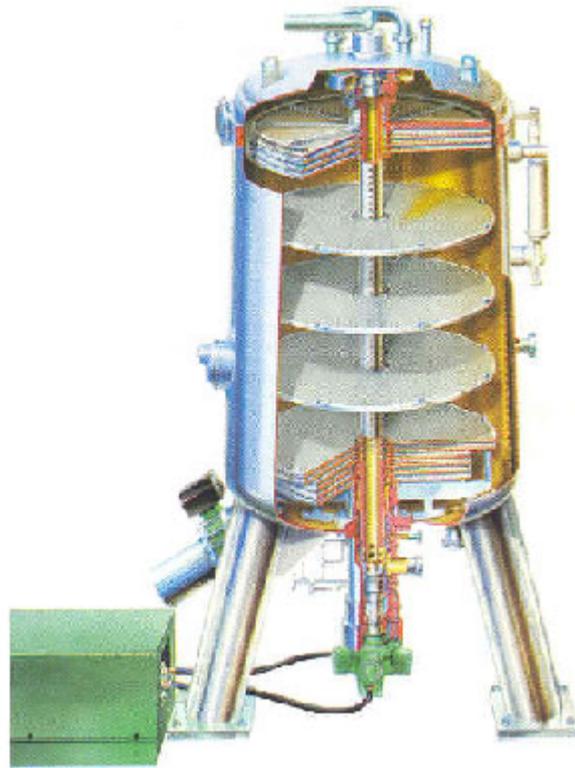


Abbildung 3.12: Horizontalsiebfilter¹

Ein Horizontalsiebfilter besitzt einen stehenden zylindrischen Kessel und scheibenförmige, horizontal übereinander angeordnete Filterelemente. Die Filterelemente sind auf einer Welle geführt. Der Elementabstand, zugleich Trubraum, wird durch einen Distanzring vorgegeben. Zwischen den Distanzringen und Elementen befinden sich Dichtungen. Durch eine Spannvorrichtung werden die Filterelemente zusammengepresst, es entsteht dadurch ein geschlossenes Filterpaket. Zusätzlich sind am unteren Ende der Welle sog. Restfilterelemente zum Leerdrücken des Filters mit CO₂ am Ende der Filtration angebracht; das so gewonnene Bier kann über eine separate Filtratleitung in einen anderen Tank gebracht werden. Zum Befüllen des Kessels steht ein unterer Einlauf zur Verfügung. Die Filtratabfuhr wird durch eine Hohlwelle gewährleistet. Für das Abreinigen des Filterkuchens wird das Filterpaket in Rotation versetzt. Der abgeschleuderte Filterkuchen wird über einen Austragsstutzen am Behälter abgeführt. Die Reinigung des Filters erfolgt über eine vertikale Sprühleiste am inneren Kesselrand.^{2, 3}

¹ Schenk (1988)

² Ascher, Frison & Zeiler (2002), S. 1295-1297.

³ Schafft (1974), S. 834-839.

Bei den Siebelementen gibt es verschiedene Varianten. Zum einen werden bei den Siebgeweben, dem eigentlichen Filtermedium, Gewebe unterschiedlicher Bindungsart (Leinen-, Köper-, Tressenbindung), mehrlagige Gewebe oder perforierte Edelstahlbleche mit einer Dicke von 0,4 mm eingesetzt. Die einzelnen Filtermedien zeigen unterschiedliches Anschwemmverhalten. So beginnt der Kuchenaufbau bei Geweben in der Filtermediumstiefe; es lagern sich anfangs Filterhilfsmittelpartikel in der Tiefe des Gewebes ab, ehe sich auf dem Gewebe Brücken bilden und es zu einer geschlossenen Kuchendecke kommt. Bei perforierten Blechen oder Wickelelementen folgen die Partikel der Strömung durch die Öffnungen und es folgt sofort der Brückenaufbau. So konnte nachgewiesen werden, daß Gewebe mehr Voranschwemmung benötigen als perforierte Bleche mit vergleichbaren Öffnungen.¹ Es resultieren durch die unterschiedlichen Brückenbaumechanismen verschieden große Haftkräfte zwischen Filtermedium und Kuchen, was wiederum die Abreinigung beeinflusst.² Zum anderen ist der Aufbau des Filterelementes unterschiedlich. Um größere Durchmesser verwirklichen zu können, werden die Siebronden durch Füßchen gegeneinander abgestützt. Ein anderes System verfolgt ein selbsttragendes, 3° konisches Filterelement. Durch eine eigensteife Profilierung der Trägerplatte entfallen die sonst notwendigen Stützelemente am äußeren Spanning. Außerdem führen die Sicken der Trägerplatte zu günstigem Filtratabfluss, besserer Spülwasserverteilung und vollständiger Entleerung.³

Auch durch die Unfiltratzuläufe können zwei Varianten des Horizontalsiebfilters unterschieden werden.

Wird das Unfiltrat von oben dem Kessel zugeführt, sorgt ein Einlaufverteiler für eine Geschwindigkeitsverringerung im Verhältnis von ca. 10000:1. Um eine zu starke Wirbelbildung in Folge des Strömungsverlangsamung zu vermeiden, fällt dem Einlaufverteiler auch die Aufgabe eines Gleichrichters zu. So wird gewährleistet, dass jedes Element gleichmäßig angeströmt wird. Die Strömungsrichtung ändert sich hier um 90° (vertikal -> horizontal), um dann über jedes Filterelement bis zur Welle zu gelangen.⁴ Dabei verlangsamt sich die Strömungsgeschwindigkeit nochmals, was zu deutlichen Klassierungseffekten auf den Siebelementen von außen nach innen führt.⁵

¹ Rainer & Hoeflinger (2001), S. 362-369.

² Anlauf (1989), S. 32-36.

³ Steinecker (1983), S. 1-5.

⁴ Steinecker (1983), S. 4.

⁵ Kiefer (1990), S. 1722-1728.

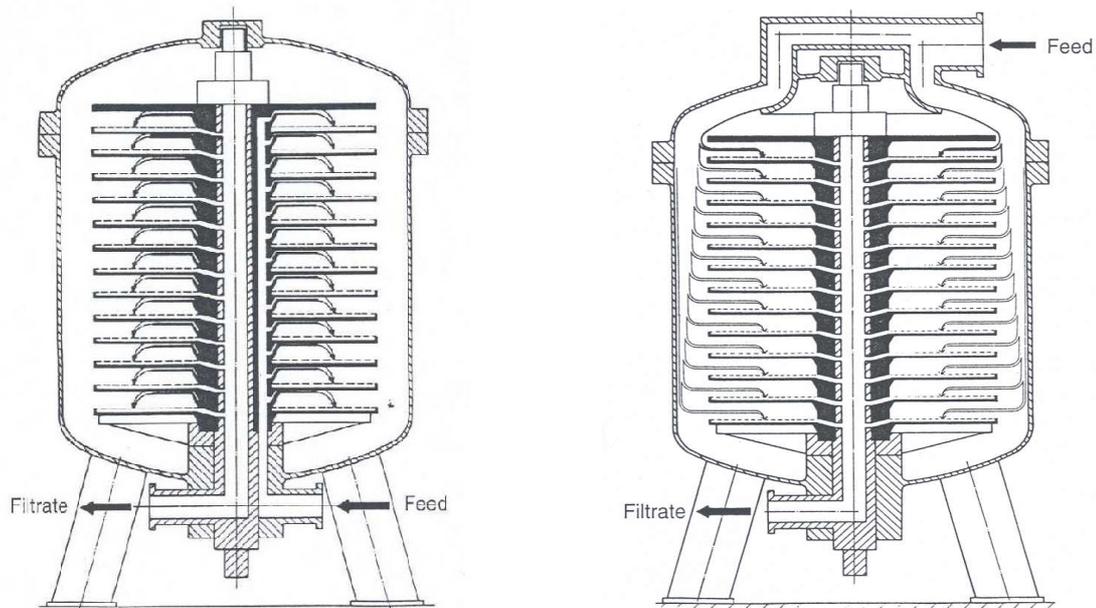


Abbildung 3.13: Horizontalsiebfilter - links: Unfiltratverteilung von innen, rechts: Unfiltratverteilung von außen

Ein zweites System verfolgt die Unfiltratzuführung über eine Hohlwelle von innen. So wird jedes Element einzeln über eine Unfiltratzuführung versorgt. Die Strömungsverteilung im Kessel kann somit verbessert werden, da sie gezielt kanalisiert und gelenkt werden kann. Eine optimale Anströmung der Filterelemente im äußeren Bereich erfordert genügend hohe Geschwindigkeiten im Zuführungsbereich.^{1, 2} Dies stellt besondere Anforderungen, da einerseits es durch zu hohe Strömungsgeschwindigkeiten im inneren Bereich zu Abströmungen kommen kann, andererseits durch die quadratische Zunahme der Filterfläche nach außen hin die Geschwindigkeit über dem Element exponentiell abnimmt. Vorteilhaft stellt sich bei der Unfiltratverteilung von innen dar, dass das Verhältnis von Kesselvolumen zu Filterfläche verkleinert werden kann, was zu kleineren Verschnittmengen führt. Wird eine Biersorte mit einer zweiten verdrängt, ergibt sich aber dabei ein Problem. Die Flüssigkeitsmenge zwischen dem Filterpaket und der Behälterwand wird nur begrenzt in den Verschnitt mit einbezogen und vermischt sich im Laufe der Filtration allmählich mit Sorte 2. Konstruktiv ergibt sich durch die doppelte Hohlwelle (Unfiltratzufuhr und Filtratableitung) aber erheblicher Mehraufwand.

¹ Gehring & Oechsle (1997), S. 102-107.

² Gehring, Oechsle & Kottke (1996), S. 2152-2156.

Es sind auch Systeme im Einsatz, bei denen die Siebfilterelemente vertikal auf einer Welle angeordnet sind. Die Kieselgurverteilung und der -austrag sind damit zwar erleichtert, es entfallen aber die Vorteile eines Horizontalsiebfilters, wie die vor- und nachlauffreie Verfahrenstechnik oder das Absichern des Filterkuchens bei Stromausfall. Der Filterkuchen liegt nicht mehr auf den Sieben und kann damit nicht ohne Durchfluss am Filtermittel gehalten werden. Der konstruktive Aufwand bleibt durch die bewegliche Welle mit den Dichtungen erheblich.

Klassische Kerzenfiltersysteme

Bei einem klassischen Kerzenfilter sind die vertikalen Stabfilterelemente (Kerzen) in einer Lochplatte befestigt. Die Kerzen füllen in versetzter Anordnung in Dreiecksteilung den Kessel am Ende der Filtration in angeschwemmten Zustand optimal aus. Die Lochplatte trennt den Filterkessel in Unfiltrat- und Filtratraum. Die Unfiltratzufuhr erfolgt von unten in den Kessel über einen Einlaufverteiler. Dieser soll für eine gleichförmige Ausbreitung des aufsteigenden Unfiltrates im Konus und für eine homogene An- und Durchströmung der gesamten Kerzenmatrix sorgen. Das Filtrat wird aus dem über der Lochplatte befindlichen Raum an der höchsten Stelle über eine Leitung abgeführt. Der Kieselguraustrag erfolgt an der tiefsten Stelle des Kessel (unteres Ende des Konus) über eine Kieselguraustragsleitung. Entlüftungsleitungen erlauben eine getrennte Entlüftung von Filtrat und Unfiltratraum. Zur Kesselreinigung werden bei älteren Systeme die Kessel geflutet und unter Lufteinblasen „gegurgelt“. Um den Spülwasserverbrauch zu senken, sind bei neueren Systemen sog. schwenkbare Sprühleisten unter der Lochplatte installiert.

Die Verbindung Filterkerze-Lochplatte kann verschiedenartig ausgeführt sein. Auf dem Markt befinden sich Systeme mit metallischer Abdichtung und Schraubenverbindung (Durchgangsschraube über der Lochplatte) oder Bajonettverschlüssen mit zusätzlicher O-Ringabdichtung.



Abbildung 3.14: Filterkerze mit Bayonett-Anschlußstück

Die Filterelemente sind aus Kopf- und Fußstück und dem eigentlichen Filtermedium aufgebaut. Das Filtermedium besteht meist aus spiralförmig aufgewickeltem Draht mit einer Stärke von 1 mm. Dieser Draht ist mit definiertem Abstand von 30 μm – 70 μm je nach Filterhersteller gewickelt. Vereinzelt sind noch Filterelemente mit aufeinandergelegten einzelnen Plättchen mit Distanznocken, die unter Vorspannung zusammengedrückt werden, anzutreffen. Unterschiedlich kann auch die Spülwasserverteilung in den Filterkerzen sein; eine gezielte Spülwasserverteilung durch ein Formstück im Kopfteil oder sogenannte Ringfilmerzeuger, die auf jeder Kerze einen geschlossenen Rieselfilm exakter Stärke erzeugen, sollen die Kerzen von Filterhilfsmittelrückständen befreien. Sie sollen ein vollständiges Abreinigen des Filtermediums gewährleisten.¹

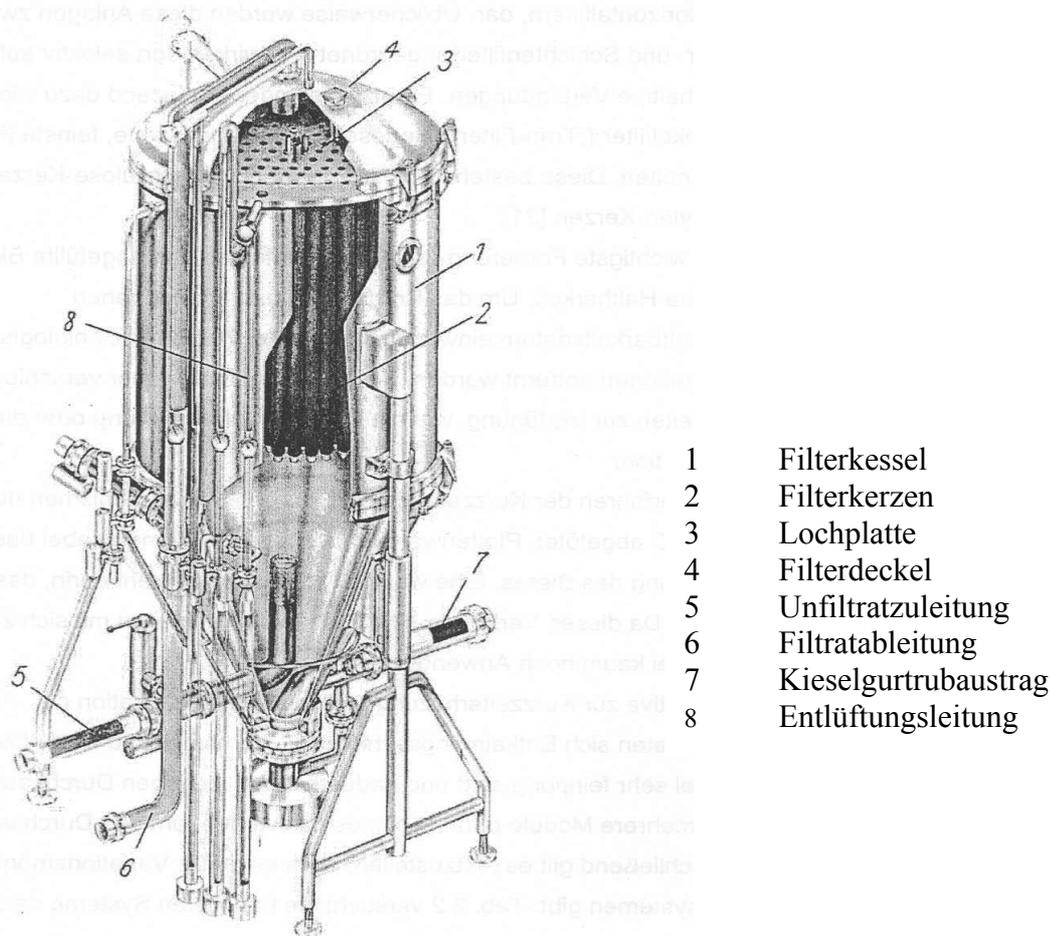


Abbildung 3.15: Kerzenfiltersystem Filtrostar der Firma Filtrox Werke – Schnittbild²

Im Anhang in Abbildung A.4 ist ein moderner Kerzenfilter der Firma Filtrox Werke mit einer Leistung von 400 hl/h dargestellt.

¹ Oechsle, S. 1-6.

² Kunze (1996), S. 407.

Schichtenfilter

Neben den Anschwemmfiltern sind heute noch Schichtenfilter-Apparate auf dem Markt, die hauptsächlich zur Nachklärung eingesetzt werden. Abbildung 3.16 zeigt einen Schichtenfilter der Firma Seitz.



Abbildung 3.16: Schichtenfilter der Firma Seitz für eine Leistung von 400 hl/h

Zwischen den Kammern werden Schichten eingelegt, die in ihrer Zusammensetzung nach der gewünschten Klärschärfe variieren. Die Schichten bestehen aus Zellstoff, fibrillierten Cellulosefasern und Kieselgur; es werden aber auch Schichten mit integrierten Stabilisierungsmitteln wie Kieselgel und PVPP angeboten.¹ So kann eine Kaltentkeimung mit sog. Sterilschichten erreicht werden.² Eine erhöhte Trennschärfe wird mit einer kleineren spezifischen Durchsatzleistung erkauft; so werden Leistungen von ca. 1-2 hl/m²h erreicht. Sind die Schichten erschöpft, müssen die Filterpresse geöffnet, die Schichten manuell herausgenommen und durch neue ersetzt werden; dies ist mit hohem Personalaufwand verbunden. Außerdem bereitet die Abdichtung des Filters nach mehrmaligem Öffnen immer wieder Probleme.^{3, 4} Um auch mit Schichtenfiltration den hohen Anforderungen nach Wirtschaftlichkeit und Hygiene gerecht zu werden, sind neue Entwicklungen am Markt, die in ihrer Funktion sehr flexibel und durch geschlossene Bauweise CIP- bzw. SIP-fähig sind.⁵

Membranfilter

Neueste Entwicklungen verfolgen die Bierfiltration über Membranen ohne Zugabe von Filterhilfsmitteln. Dabei werden verschiedene Membranmaterialien und -geometrien

¹ Wittmann (1991), S. 29.

² Waiblinger & Nissen (2000), S. 1642-1647.

³ Brenner (1968), S. 1161-1165.

⁴ Oechsle & Brenner (1988), S. 232-248.

⁵ Klasson (2002), S. 34-35.

eingesetzt. Abbildung 3.17 zeigt eine Anlage mit Kapillarröhrenmembranen aus Polyethersulfon; diese Art der Membranen werden bevorzugt eingesetzt, da sie eine sehr große spezifische Filterfläche aufweisen und durch ihre vielfältigen Einsatzmöglichkeiten relativ billig sind.

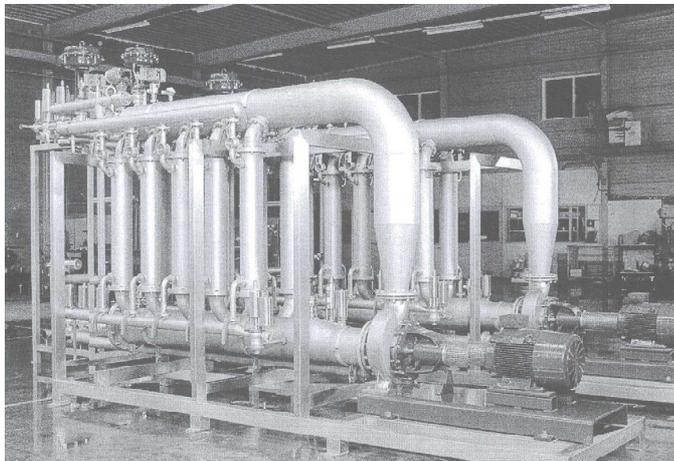


Abbildung 3.17: Membranfiltrationsanlage der Firma Norrit

Das größte Problem derartiger Anlagen stellt aber das Membranfouling dar; durch Blockieren der feinen Poren durch Trubpartikel werden die Standzeit und die Durchflussraten erheblich gesenkt. Ist ein minimaler Durchfluss erreicht, wird die Membran gereinigt; derartige Reinigungsverfahren bestimmen aber die Lebensdauer der Membran und führen so zu nicht unerheblichen Wiederbeschaffungskosten. Auch der Energieeintrag für eine genügende Überströmung der Membranen ist zum Teil beträchtlich.^{1, 2, 3}

Am Markt befinden sich momentan verschiedene Konzepte. Ein Verfahren kombiniert die vorklärende Wirkung eines speziell entwickelten Separators und die Nachklärung über Kunststoffpolymer-Kapillarmembranen.^{4, 5, 6} Ein weiterer Anbieter preferiert Kunststoffpolymer-Kapillarmembranen als einzige Trennstufe für unzentrifugiertes und zentrifugiertes Bier.⁷ Ein drittes Verfahren setzt Kunststoffpolymer-Flachmembranen ein, die zu Paketen gestapelt werden. Der Abstand zwischen den einzelnen Membranen ist sehr gering, um hier eine Abreinigung der Membranen durch genügend hohe Strömungsgeschwindigkeiten zu erreichen.^{8, 9}

¹ Broens (2001), S. 1639-1643.

² Müller (1985), S. 1050-1056.

³ Donhauser, Wagner & Walla (1988), S. 141-147.

⁴ Westfalia & PallSeitzSchenk (2002), S. 19-20.

⁵ Gaub & Denniger (2003), S. 8-11.

⁶ Schoppmeier (2003), S. 12-13.

⁷ Broens (2002), S. 1-34.

⁸ Diel & Rodenberg (2002), S. 1-2.

⁹ Rodenberg & Diel (2003), S. 14-16.

Derartige Anlagen werden bisher hauptsächlich zur Hefebierfiltration eingesetzt; durch die Chargenverarbeitung von relativ kleinen Mengen können hier lange Reinigungszeiten in Kauf genommen werden.^{1, 2}

3.3 Verfahrenstechnik der Filtration

3.3.1 Anschwemmfiltration

Die Filtermedien (Siebgewebe, Filtertücher, Wickelelemente) stellen bei der Anschwemmfiltration nur die Unterlage für die eigentliche filtrierende Schicht dar. Die Porositäten oder die Öffnungen des Filtermediums sind meist in einem Bereich von 5-8 % bzw. 30-80 µm. Es hat sich gezeigt, dass mit diesen Werte die besten Filtrationsergebnisse in der Brauindustrie erzielt werden. Zum einen können die relativ großen Öffnungen gut rückgespült werden, zum anderen ist die Größe der Öffnungen geeignet, um die eingesetzten Filterhilfsmittel zurückzuhalten. Die Filterhilfsmittel bilden auf den Filtermedien durch die Voranschwemmung eine geeignete filtrierende Schicht.

Um zu vermeiden, dass die Partikel der festen Phase die Porosität und somit die Durchlässigkeit der gebildeten Filterschicht reduzieren, werden in einem abgestimmten Verhältnis Filterhilfsmittel dem Produkt (Unfiltrat) zudosiert, die sich zusammen mit der festen Phase an der Oberfläche der Schicht ablagern. Die Dicke der gebildeten Schicht nimmt mit der Filtrationsdauer zu und beeinflusst so die Durchlaufmenge.

Filterhilfsmittel

Als Filterhilfsmittel kommen verschiedenartigste Mittel zum Einsatz.

Das wohl am meist verbreitetste ist die Kieselgur. Kieselgur, auch Diatomeenerde genannt, besteht aus kreideähnlichem Material von heller bis dunkler Färbung und verdankt ihre Entstehung der Lebenstätigkeit von einzelligen Algen. Im Pflanzensystem gehören sie der Ordnung der Diatomeen an. Hinsichtlich ihrer Schalengehäuse lassen sich mehrere tausend Arten unterscheiden. Die Panzer bestehen fast aus reiner Kieselsäure. Durch das natürliche Absterben und Sedimentieren vor ca. 15 Mio. Jahren sind an Böden von Gewässern mächtige Gesteinsschichten entstanden, die heute im Tagebaubetrieb abgebaut werden können. Das natürliche Abbauprodukt wird schonend gebrochen, gemahlen und anschließend gegläht

¹ Oechsle (1988), S. 1396-1403.

² Meier (1989), S. 125-130.

(kalziniert), um die organischen Bestandteile zu entfernen. So entstehen feine bis mittelfeine Guren. Um gröbere, schnell filtrierende Guren zu erhalten werden beim Kalziniervorgang Flussmittel (z.B. Natriumchlorid) zur Absenkung des Schmelzpunktes zugesetzt. Durch eine Versinterung entstehen so größere Partikel. Bei diesem Versinterungsprozess entsteht ein relativ großer Anteil an kristalliner Kieselsäure; dieser, auch Cristobalit genannte Staubanteil, ist als lungengängig eingestuft und führt somit immer mehr zu Restriktionen bezüglich der Staubentwicklung und dem Handling der Kieselgur. Wie aus der Abbildung 3.18 sichtbar wird, besitzen diese Kieselsäurepanzer eine sehr große innere Oberfläche. Je nach Art der Diatomeen können auch verschiedene Strukturen von tonnenförmig bis nadelartig unterschieden werden. So ergeben sich auch je nach Abbauggebiet und Herstellungsprozess unterschiedliche Qualitäten in der Filtrationswirkung.^{1, 2}

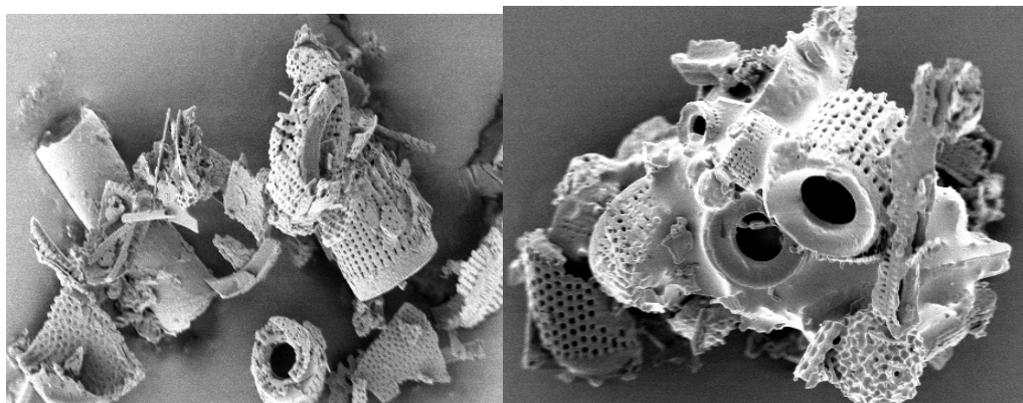


Abbildung 3.18: Feine (links) und grobe (rechts) Kieselgur im REM (2500fach)

Perlite ist ein weiteres körniges Filterhilfsmittel. Der aus Vulkanglas bestehende Rohstoff wird durch plötzliches Erhitzen auf sehr hohe Temperaturen aufgebläht, in kleine Partikel gesprengt und wie Kieselgur gemahlen und gesichtet.

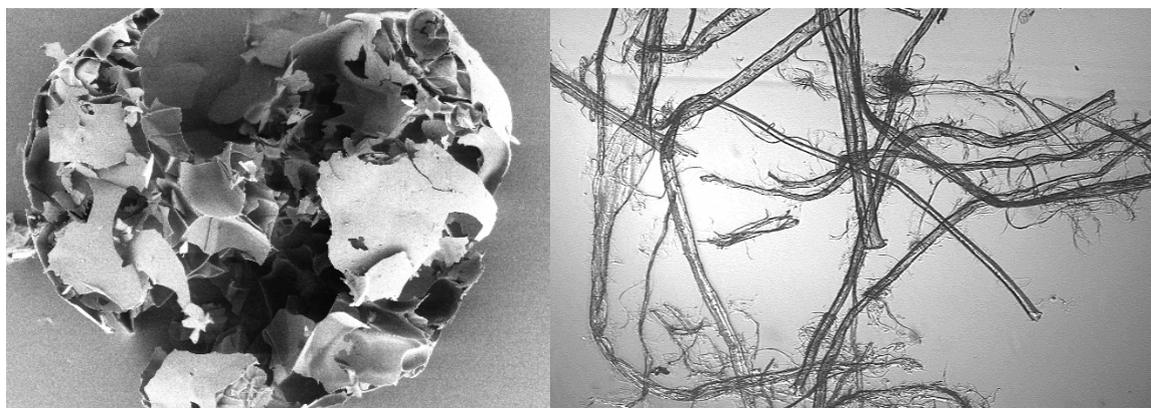


Abbildung 3.19: Perlite (links, 500fach) und Cellulose (rechts) im REM

¹ Kainer (1951), S. 23-68.

² Schmid (2002), S. 37-51.

Vom Aufbau her besitzen Perlite eine wesentlich geringere innere Oberfläche (vgl. Abb. 3.19), wodurch sie nur für relativ grobe Filtrationen eingesetzt werden können. Durch ihr geringeres Schüttgewicht setzt man sie meist bei der Voranschwemmung in einem bestimmten Verhältnis ein. Werden sie für eine Bierfiltration zu 100% verwendet, muss ein sehr feines Produkt verwendet werden, um gewünschte Trübungswerte zu erreichen. Dies führt aber zu einem rascheren Druckanstieg im Filtrationsverlauf, da die Porosität des Filterkuchens somit natürlich kleiner ist.¹

Des Weiteren werden für die Bierfiltrationen Produkte auf Zellulosebasis eingesetzt. Sie dienen meist einem stabileren Aufbau des Filterkuchens, insbesondere bei der Brückenbildung während der ersten Voranschwemmung. So wird Zellulose meist nur in einem geringen Verhältnis bei der Kieselgurfiltration zugegeben. Als vollständiger Ersatz für die Kieselgur eignen sich die bisherigen, auf dem Markt befindlichen Zelluloseprodukte nicht, da sie zu einem relativ komprimierbaren Filterkuchen führen und die Klärschärfe relativ niedrig ist. Auch bei der Abreinigung des Filtermediums bereiten die faserigen Bestandteile noch Probleme. Neue Herstellungsverfahren (Fibrilieren, Zellmehle) zeigen aber zunehmend, dass Zelluloseprodukte ein Ersatz für die Kieselgur zu werden scheint.^{2, 3, 4, 5}

In jüngster Vergangenheit wurden auch Filtrationsversuche mit Stärkeprodukten durchgeführt. Aufgrund ihrer kugeligen, nicht porösen Struktur ergeben sich aber Filtrationsschwierigkeiten, da weder eine Trennschärfe durch innere Oberfläche wie bei Kieselgur gegeben, noch eine ausgeprägte Porenstruktur wie bei Perliten zu erreichen ist.⁶

Um dem Entsorgungsproblem entgegenzutreten werden Anstrengungen unternommen, Aufbereitungsverfahren für die Kieselgur zu entwickeln. So kann der Kieselgurschlamm auf verschiedene Weise – meist thermisch – aufbereitet werden. Die recycelte Kieselgur kann dann wieder für eine Filtration, meist aber nur in einem geringen Verhältnis. Auch auf regenerierbaren Filterhilfsmitteln auf Stärke-, Cellulose-, oder Kunststoffbasis wird weiter geforscht.

¹ Gerstl (1984), S. 120-124.

² Donhauser, Wagner & Waubke (1988), S. 1838-1846.

³ Speckner & Kieninger (1984), S. 2058-2066.

⁴ Pölloth (2002), S. 1-14.

⁵ Blümelhuber, Bleier & Meyer-Pittroff (2003), S. 244-246.

⁶ Brenner & Oechsle (1987), S. 118-125.

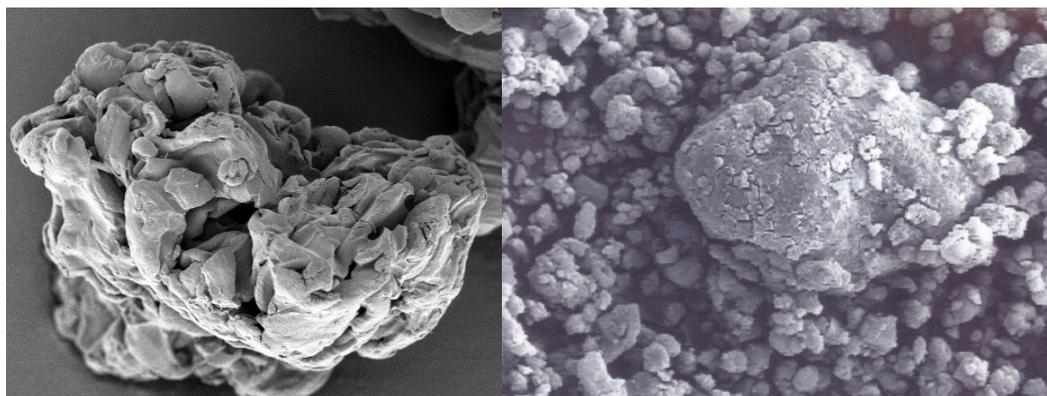


Abbildung 3.20: PVPP/regenerierbar (links, 2000fach) und Hydrogel (rechts, 500fach) im REM

Anschwemmfilter werden auch für die Bierstabilisierung eingesetzt. Es gibt dazu verschiedene Filterhilfsmittel für die eiweißseitige Stabilisierung wie Kieselsäurepräparate (Xerogele, Hydrogele, Kieselsole), Bentonite oder Tannine. Für die gerbstoffseitige Stabilisierung wird meist PVPP verwendet, das verloren zur Kieselgur dosiert werden kann oder in einem getrennten Stabilisierungsschritt im Recyclingverfahren.^{1, 2, 3, 4}

Verfahrenstechnik der Anschwemmfiltration

Die Voranschwemmung hat die Aufgabe, die relativ großen Öffnungen des Filtermediums zu überbrücken und einen genügend feinen Filterkuchen für eine hinreichende Trennschärfe aufzubauen. Da für beide Aufgaben unterschiedliche Korngrößenfraktionen verantwortlich sind, wird die Voranschwemmung meist in zwei Schritten aufgetragen.⁵

¹ Schrader (2000), S. III-VI.

² Niemsch (2001), S. 399-405.

³ Niemsch (2001), S. II-VI.

⁴ Schlenker, Thome & Oechsle (1999), S. 794-800.

⁵ Heyse (1994), S. 215-218.

Erste Voranschwemmung

Der erste Teil der Voranschwemmung hat die Tragfähigkeit des Filterkuchens zu garantieren. Die Kieselgurpartikel müssen die Öffnungen der Filtermedien überbrücken. Die Durchlässigkeit sollte dabei so wenig wie möglich beeinflusst werden, sie dient nicht dem eigentlichen Filtrationseffekt. Sie soll die weitere Filtrationsschicht tragen. Man verwendet dazu üblicherweise grobe bis mittelgrobe Kieselgur, meist mit geringen Anteilen Perlite und Cellulose, in einer Menge von 500-900 g/m².

Zweite Voranschwemmung

Die zweite Schicht dient als sog. Sperrschicht und hat hierzu meist die selbe Kieselgurmischung wie die laufende Dosage. Durch einen höheren Anteil an feineren Teilchen wird ein ausgeprägtes Porensystem ausgebildet, wodurch eine Tiefenwirkung erzeugt wird. Für die zweite Voranschwemmung werden ebenfalls ca. 500-900 g/m² Kieselgur aufgetragen. Insgesamt ergibt sich dann eine Voranschwemmdicke von ca. 3 mm. Der gleichmäßigen Verteilung der Voranschwemmung kommt bei allen Filtersystemen die größte Bedeutung zu, da die Primärschicht der Grundstein für die nachfolgende Filtration ist.¹

Laufende Dosage

Die laufende Dosage bezweckt die Aufrechterhaltung einer konstanten Durchlässigkeit auf der Oberfläche des Filterkuchens. Ohne ständiges Dosieren von porösem, auflockerndem Filterhilfsmittel würden die amorphen, gelartigen Trübungsstoffe die gesamte Oberfläche verkleben und undurchlässig machen. Somit bildet die laufende Dosage eine sich ständig erneuernde Filtrationsschicht. Durch die neu zudosierten Filterhilfsmittelpartikel soll vermieden werden, dass Trubpartikel aufgrund des Differenzdruckes immer mehr in den Filterkuchen wandern und ihn so verdichten würden. Die Höhe und die Zusammensetzung der Dosage richten sich in erster Linie nach dem Unfiltrat. So kann mit der Feinheit der Gur die Trennschärfe bestimmt, mit der Menge der Dosage die Porosität aufrechterhalten werden. Die Menge an zugegebener Gur sollte dem Unfiltrat angepasst werden, um einerseits eine genügende Durchlässigkeit des Filterkuchens aufrechtzuerhalten, aber andererseits den Trubraum nicht unnötig zu füllen. So kann die Dosage nach der Differenzdruckzunahme

¹ Rech (1985), S. 227-240.

gesteuert werden; es soll eine möglichst linearer Filtrationsverlauf angestrebt werden, um den Filter optimal zu nützen. Weiterhin kann mit der Dosage in begrenztem Maße auf Hefe- bzw. Druckstöße reagiert werden. Ein Hefestoß wirkt sich wie eine zeitlich begrenzte Unterdosierung aus. Ist ein Hefestoß absehbar (Einzug eines Lagertanks, oder frischer Tank), so kann die Dosage erhöht werden, um das Mehr an Trubstoffen am Filterkuchen abzupuffern. Gegen Druckstöße, die meist von der Peripherie herrühren, sollte ein möglichst stabiler, inkompressibler Filterkuchen aufgebaut werden. Dies erreicht man durch geeignete und nicht zu knappe Dosierung. Plötzliche Änderungen der Fließgeschwindigkeit haben die selben Auswirkungen wie Druckstöße.¹

3.2.1 Einbindung der Anschwemmfiltration im Filterkeller

Der Anschwemmfilter kann im Filterkeller mit anderen Verfahrensschritten gekoppelt und auf unterschiedliche Weise in die Peripherie eingebunden werden, wie Abbildung 3.21 verdeutlicht.

Für einen sicheren Filtrationsablauf sind bei der Anschwemmfiltration Puffertanks für Unfiltrat und Filtrat vorzusehen. Sie dienen zur weitgehenden Druckentkoppelung des Filters von der Peripherie vor und nach der Filtration. Durch den Puffertank Unfiltrat können zudem sog. Gelägerstöße aus dem Lagertank abgepuffert werden.

Ansonsten stehen der Bierfiltration und Stabilisierung, wie in Abbildung 3.21 zu sehen, eine Vielzahl von Möglichkeiten zur Verfügung. Vereinzelt sind noch doppelte Anschwemmfiltrationsschritte anzutreffen (Vor- und Nachklärung).² Mit Erhöhung der Filtratabsicherung durch moderne Kesselfiltersysteme ist in Großbetrieben die Bierklärung nur noch in einem Schritt vorgesehen.^{3, 4}

¹ Rech (1985), S. 227-240

² Willmar (1976), S. 975-979.

³ Meier (1979), S. 55-59.

⁴ Schwinghammer (1978), S. 235-237.

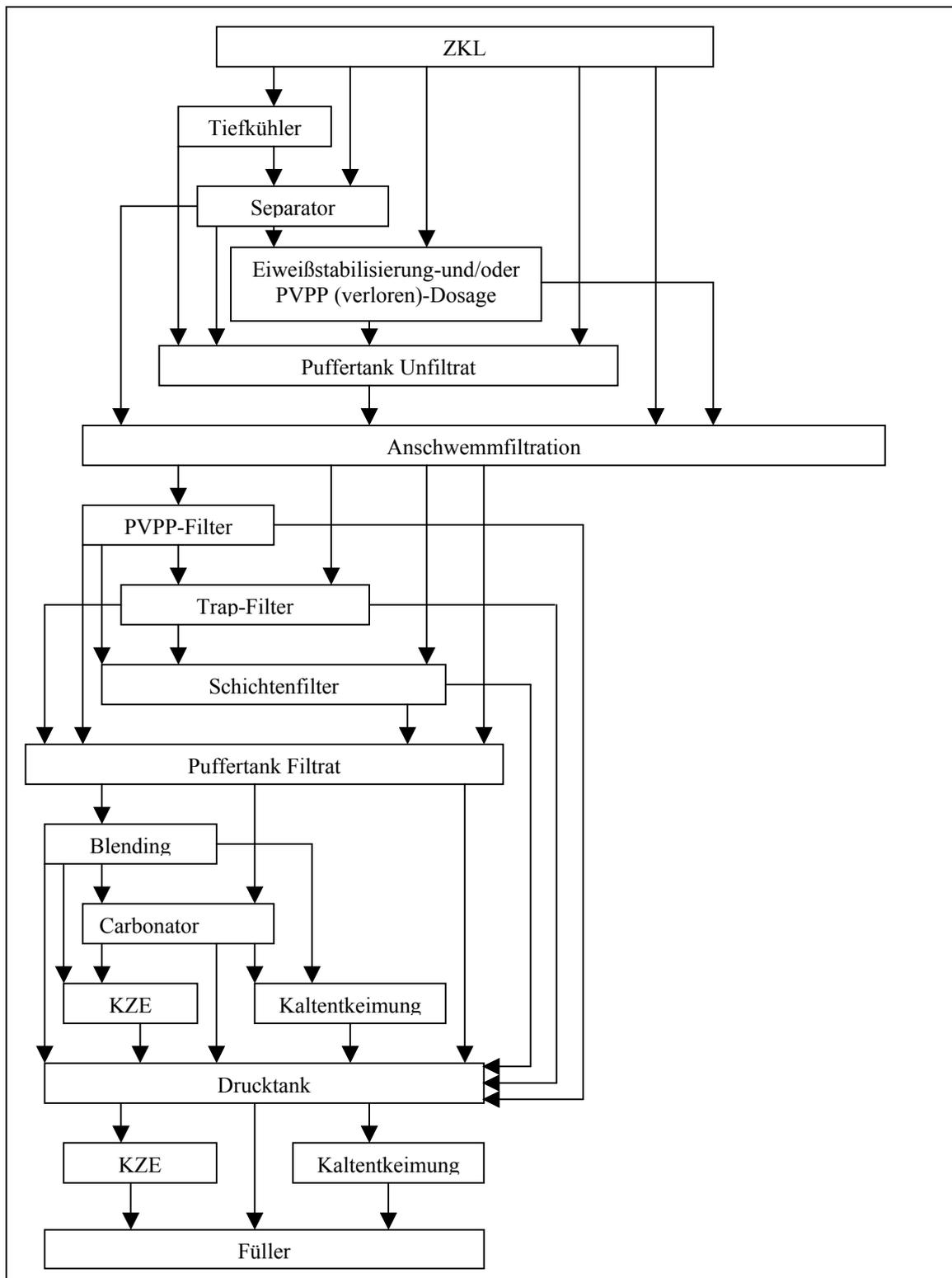


Abbildung 3.21: Einbindung der Anschwemmfiltration im Filterkeller

4 Twin-Flow-System

Für eine Neuentwicklung eines Kerzenfiltersystems im Hause Steinecker sind verschiedene Gründe anzuführen. Die Anschwemmfiltration, insbesondere mit alternativen Filterhilfsmitteln, wird als zukunftsweisende Technologie gesehen. Herkömmliche Anschwemmsysteme wie Rahmenfilter, Horizontalfilter oder klassische Kerzenfilter weisen mehr oder minder gravierende Nachteile in der Konstruktion oder Verfahrenstechnik auf. Gerade Großbrauereien verlangen aber nach zuverlässigen und wirtschaftlichen Filtersystemen.

Es wurde daher die Anforderung gestellt, ein Filtersystem auf Basis von vertikalen Filterelementen und höchster Wirtschaftlichkeit zu entwickeln. Um am Markt gegenüber den Wettbewerbern nicht nur im Preiskampf argumentieren zu müssen, sollte sich der Filter auch von anderen Systemen unterscheiden und dadurch technologische und ökonomische Vorteile aufweisen. Gerade im Hinblick auf alternative Filterhilfsmittel soll das neue Filtersystem mit der Regelgröße Bypass Vorteile in der Strömungsmechanik aufweisen.

4.1 Erfahrungen mit klassischen Anschwemmsystemen

Allen Anschwemmsystemen sind Mängel in der Strömungsverteilung im Unfiltratraum gemeinsam. Gründe hierfür sind zum einen konstruktive Merkmale der jeweiligen Filter, zum anderen das Sedimentationsverhalten der Filterhilfsmittel.

Kieselgurrahmenfilter

Der Kieselgurrahmenfilter weist durch seine viereckigen Unfiltratkammern Schwierigkeiten bei der Filterhilfsmittelverteilung auf, wobei die Unfiltratzufuhr aus Entlüftungsgründen meist

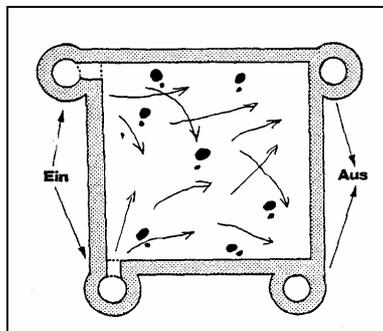


Abbildung 4.1: Strömungsverteilung in Kammer eines Kieselgurrahmenfilters¹

¹ Rech (1985), S. 231 ff.

durch die unteren Strömungskanäle realisiert wird, was zusätzlich den Transport der Filterhilfsmittel erschwert.

So bereiten hier die relativ niedrige Strömungsgeschwindigkeit durch die gegebenen geringen Flächenbelastungen von ca. 2-3,5 hl/m²h Probleme; bei einer Kammernbreite von bis zu 1,2 m ist eine Filterhilfsmittelverteilung in horizontaler Richtung vom Unfiltrateinlauf her sehr schwierig, da die Filterhilfsmittelteilchen auf grund ihrer Masse sedimentieren. So kommt es zu Klassierungseffekten; die Partikelgrößenverteilung ist örtlich unterschiedlich. Auch die eckige Geometrie führt zu Fehlanschwemmungen in den Randbereichen der Kammer. Es ist hier auf eine exakte Turbulenzerzeugung zu achten (siehe Abb. 4.1), um an jede Stelle des Rahmens eine optimale Anschwemmung zu bringen. Zu große Strömungsgeschwindigkeiten führen gerade an den Einlassöffnungen zu Abschwemmungen.

Der gravierendste Nachteil dieser Filterbauart ist die offene Bauweise. Der Filter muss für den Kieselguraustrag geöffnet werden, die Reinigung des Filtermediums erfolgt manuell mit einem Wasserschlauch. Er ergeben sich dadurch Defizite im Automatisierungsgrad.

Horizontalsiebfilter

Der Horizontalsiebfilter ist von seiner Bauart her geschlossen. Der Kieselguraustrag erfolgt durch Drehbewegung des Filterelementpaketes über eine Austragsleitung. Dies erlaubt eine Vollautomation.

Für eine Drehbewegung des Filterpaketes sind die einzelnen Elemente auf einer Welle zusammengepresst. Dichtungselemente sorgen für eine Unfiltrat-/Filtrattrennung und verschließen den Kessel am oberen und unteren Wellenende nach außen hin. Es ergeben sich daraus zwei Nachteile. Zum einen sind diese Dichtungen Verschleißteile, die in regelmäßigen Abständen erneuert werden müssen, zum anderen ist durch die Drehbewegung aufgrund von Unwuchterscheinungen (Kieselgurmasse auf den Elementen) der Länge der Welle und somit dem Leistungsbereich nach oben hin Grenzen gesetzt.¹

Ein weiteres Problem stellt eine homogene Strömungsverteilung im Filterkessel dar. Abbildungen 4.2 und 4.3 zeigen, dass die Geschwindigkeit über dem Siebelement bei einer Anströmung von außen linear bis auf den Wert Null, bei einer Unfiltratverteilung von innen exponentiell mit quadratisch wachsender Filterfläche abnimmt. Eine Verteilung von innen über eine doppelte Hohlwelle erlaubt zwar eine gezielte Verteilung für jedes Filterelement, ist aber dadurch konstruktiv sehr aufwendig und behebt nicht das Problem des horizontalen Transportweges der Filterhilfsmittel.

¹ Feyerabend (2000), S. 8.

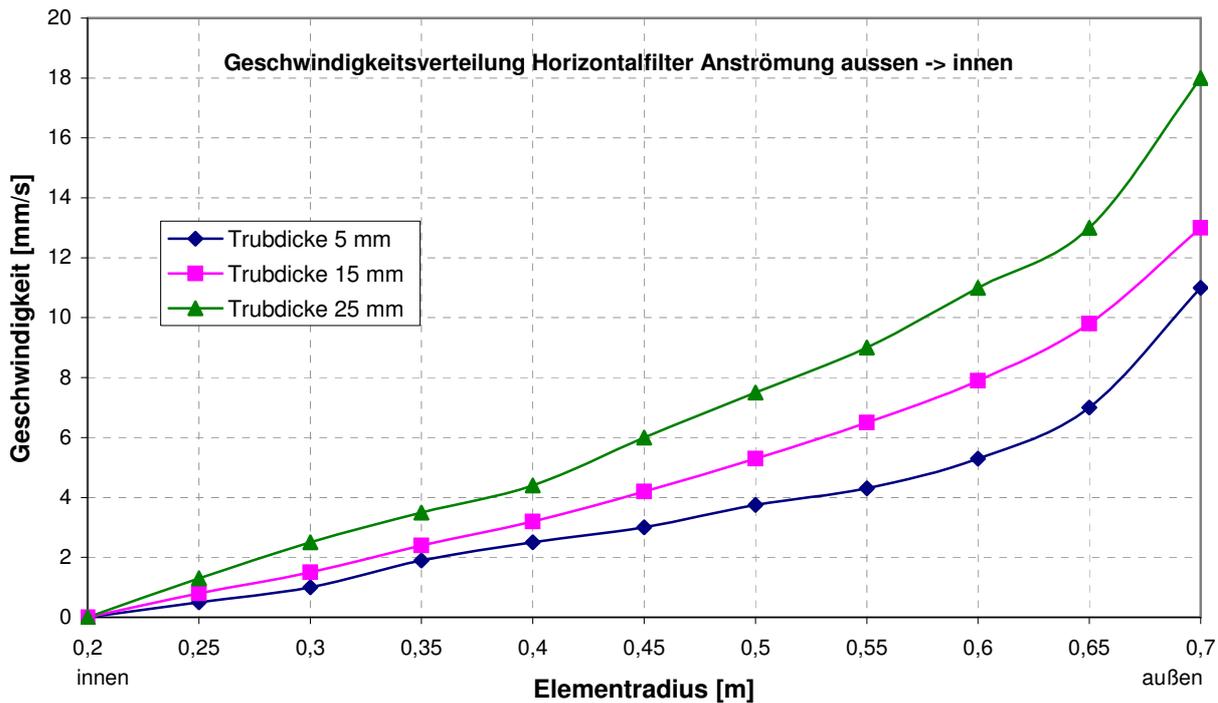


Abbildung 4.2: Geschwindigkeitsverteilung über Horizontalfilterelement bei Anschwemmung von außen¹

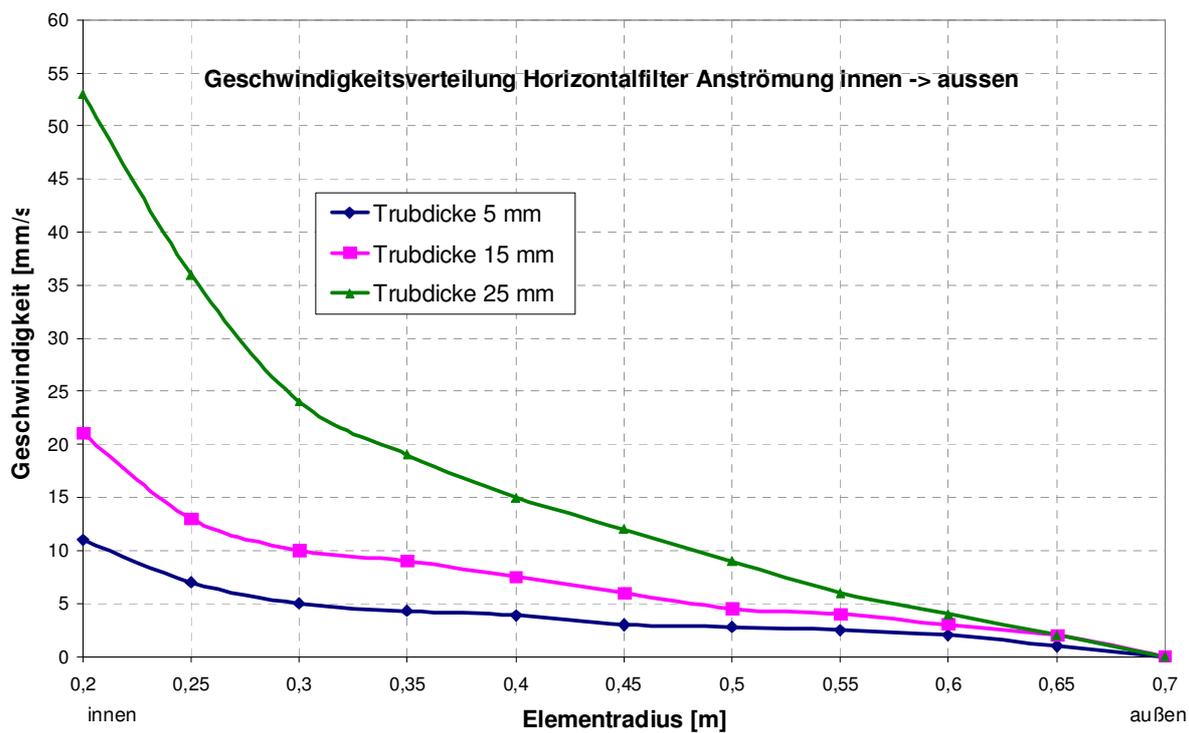


Abbildung 4.3: Geschwindigkeitsverteilung über Horizontalfilterelement bei Anschwemmung von innen¹

¹ Kiefer (1990), S. 1729.

Es kann nur in begrenztem Maße durch Absenken der spezifischen Filtrationsleistung auf unterschiedliche Filtrierbarkeiten reagiert werden. Wird eine minimale Geschwindigkeit unterschritten, kommt es zu beträchtlichen Fehlan Schwemmungen; diese erhöhen die Gefahr, dass der Filter überladen wird. Abbildung 4.4 zeigt einen ungleichmäßigen Filterkuchen bei einer Anströmung von außen nach innen.

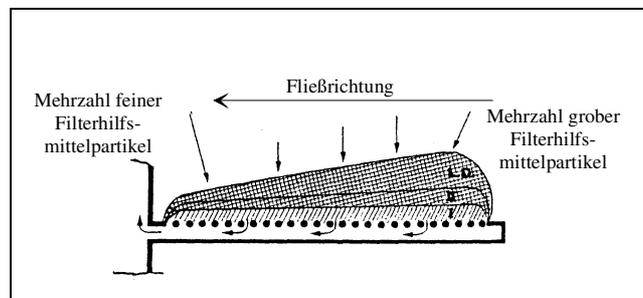


Abbildung 4.4: Folge ungenügender Fließgeschwindigkeit bei horizontalem Siebgewebe mit Anschwemmung von außen¹

Abbildung 4.5 zeigt die Partikelgrößenverteilung auf einem Siebelement bei einer Anströmung von außen. Ein angeschwemmter, offener Horizontalsiebfilter ist im Anhang in Abbildung A.5 dargestellt. Die Partikelgrößenverteilung von drei Proben verdeutlicht schon, dass Klassierungseffekte zu ungleich angeschwemmten Elementflächen führen und sich somit Probleme bei der Filtration ergeben.

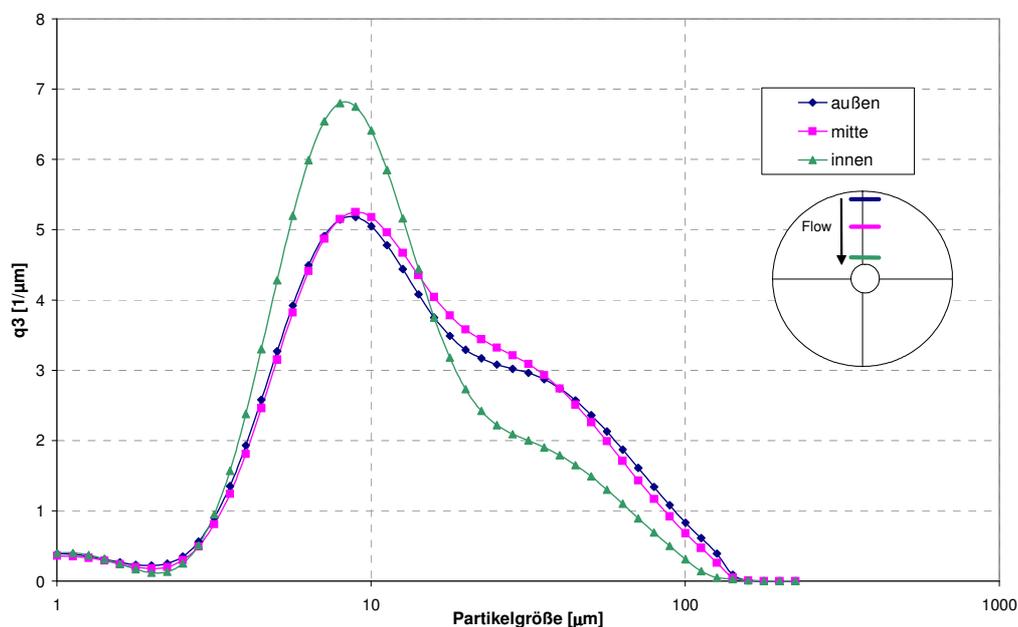


Abbildung 4.5: Partikelgrößenverteilung in der Anschwemmungsschicht auf einem Horizontalfilterelement bei Anschwemmung von außen

¹ Rech (1985), S. 231 ff.

Siebgewebe sind mehr oder minder elastisch auf das runde Element gespannt. Um zu verhindern, dass sich aufgrund von großen Differenzdrücken oder Druckstößen das Gewebe verformt, sind zwischen dem eigentlichen Filtermedium und der Trägerplatte Stützgewebe eingesetzt. Diese haben den Nachteil, dass sich Filterhilfsmittelpartikel, die besonders zu Beginn des Anschwemmvorgangs durchgerissen werden, darin ablagern und außerdem beim Rückspülvorgang ein Hindernis darstellen. Da auch das Stützgewebe großen Druckschwankungen nur unzureichend standhalten kann, kommt es dadurch zu Verschiebungen der Brückenstruktur und zum Zusammenbrechen partieller Anschwemmungen. Für eine anschließende Neuausrichtung ist eine Kreislaufzirkulation notwendig.

Gewebestrukturen lagern bei der ersten Voranschwemmung zuerst Teilchen in der Tiefe des Gewebes ab und füllen die Lücken auf, ehe der eigentliche Brückenaufbau beginnt. Dies führt zu einem höheren Filterhilfsmittelverbrauch bei der Voranschwemmung und kann zu Problemen bei der Rückspülung führen.¹ Gerade bei der Rückspülung ist bei Siebgeweben auf große Volumenströme mit definiertem Vordruck zu achten, um jede Stelle des Gewebes ausreichend reinigen zu können. Die Drehbewegung bringt dabei durch die entstehende Zentrifugalkraft Nachteile bei der Wasserverteilung im Element mit sich. Zum einen werden die inneren Bereiche unterproportional vom Wasser erfasst, zum anderen werden Trub- und Filterhilfsmittelpartikel, die sich im Stützgewebe abgelagert haben durch die Drehbewegung an den äußeren Rand des Elementes gedrängt, von wo sie nur schwer zu entfernen sind. So sind hier oft Ablagerungen zu beobachten, die durch die tägliche Reinigung „steriler Schmutz“ sind, aber durch die mangelnde Durchströmung dieser Bereiche zu Anschwemmproblemen führen.

Neuere Gewebe, die aus perforiertem Edelstahlblech mit einer Dicke von 0,4 mm bestehen, neigen nicht mehr zu Verblockungserscheinungen, sind aber aufgrund ihrer Dicke schwer zu verarbeiten (Aufspannung und Abdichtung der Elemente) und zeigen bei zu großer Beanspruchung Rissbildung.

¹ Rainer & Hoeflinger (2001), S. 366.

Klassischer Kerzenfilter

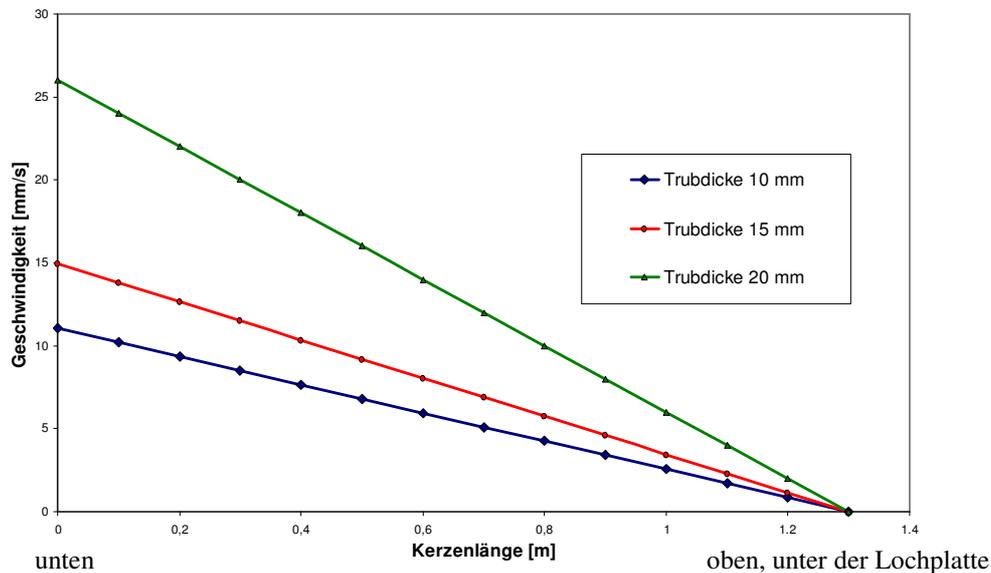


Abbildung 4.6: Geschwindigkeitsverteilung entlang eines vertikalen Filterelements bei einem klassischen Kerzenfilter¹

Gemeinsam ist allen Kerzenfiltersystemen mit Lochplatten das Problem der abnehmenden vertikalen Strömungsgeschwindigkeit im Filterkessel. Unter der Lochplatte erreicht die Strömungsgeschwindigkeit letztendlich den Wert Null (vgl. Abb. 4.6).

Einen Ausgleich soll hier der Einlaufverteiler erwirken; er erzeugt sogenannte vagabundierende Strömungen im Kessel, die eine Filterhilfsmittelverteilung auch bis ans obere Kerzenende gewähren sollen. Eine Anpassung an unterschiedliche Sinkgeschwindigkeiten von Filterhilfsmitteln, insbesondere alternativen, ist bei klassischen Kerzenfiltersystemen also nur sehr schwierig zu erreichen.

Wird die Einströmgeschwindigkeit auf Grund unterschiedlicher Filtrierbarkeiten abgesenkt, kommt es bei Unterschreitung einer vorgegebenen Minimalgeschwindigkeit zu Fehlanschwemmungen.²

¹ Kiefer (1990), S. 1729.

² Schwinghammer (1974), S. 11-19.

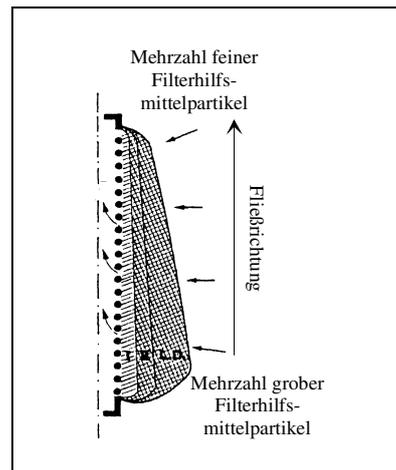


Abbildung 4.7: Folge ungenügender Fließgeschwindigkeit bei vertikalem Filterelement mit Anschwemmung¹

Auf Grund von Sedimentationseffekten werden größere Partikel am unteren Ende der Kerze abgelagert, feinere werden bis zum oberen Ende getragen. Es zeigen sich Fehlanschwemmungen wie in Abbildung 4.7. Bei einem Versuch, dies an einem Praxisfilter nachzuweisen, konnten keine Proben für die Partikelgrößenverteilungen von angeschwemmten Filterkerzen genommen werden, da die verbleibende Flüssigkeitssäule in den Kerzen beim Leerdrücken des Filters zum Abrutschen des Trubkuchens führten.

Die Lochplatte ist so ausgelegt, dass sie dem anliegenden Differenzdruck standhält. Dies hat zur Folge, dass bei großen Durchmessern dicke Wandstärken verwirklicht werden, was zu erheblichem Aufwand bei der Bearbeitung führt und die Platte selbst eine große Masse hat. Die Lochplatte selbst ist zwischen Zarge und Behälterdeckel eingeflanscht; sie ist mittels Klammerschrauben eingespannt und kann dadurch einer Ausdehnung in radialer Richtung nicht nachgeben. Bei wechselnder Temperaturbeanspruchung kommt es dadurch zu Wölbungen der Platte, was der Kerzenbefestigung und vor allem –abdichtung abträglich ist.

Die Reinigung der Lochplattenunterseite bringt zum Teil erhebliche Probleme mit sich. Werden ältere Systeme nach dem Spülvorgang nochmals komplett geflutet, so kann die Unterseite der Lochplatte durch mangelnde Turbulenzen mehr oder minder gereinigt werden. Aufgrund von Wassereinsparungen werden neuere Systeme nicht mehr geflutet, hier erfolgt eine Reinigung durch eine bewegliche Sprühleiste unter der Lochplatte. Der Reinigungseffekt wird, gerade bei großen Filterdurchmessern, rasch abnehmen, da die in Dreiecksteilung fixierten Filterkerzen Sprüschatten erzeugen.

¹ Rech (1985), S. 231 ff.

4.2 Unterschiede zwischen klassischen Kerzenfiltersystemen und dem TFS-Filter

Register

Um die Strömungsverhältnisse kontrollieren und verbessern zu können, wurde bei der Entwicklung des Twin-Flow-Systems die Lochplatte durch ein Rohrsystem, dem sogenannten Register ersetzt. Das Register stellt das Filtratsammelsystem dar; die Filterelemente sind dabei an einzelnen Sammelrohren befestigt, die wiederum zu zwei bis drei Filtratauslaufleitungen zusammengefasst sind (Partitionierung des Filterpaketes). Die Filtratabläufe werden außerhalb des Filterkessels zu einer Filtratleitung vereinigt, wobei jede Filtratleitung über ein Ventil absperrbar ist. Abbildung 4.8 zeigt den Prototypen des Register für einen Filterkessel mit einem Durchmesser von 900 mm.

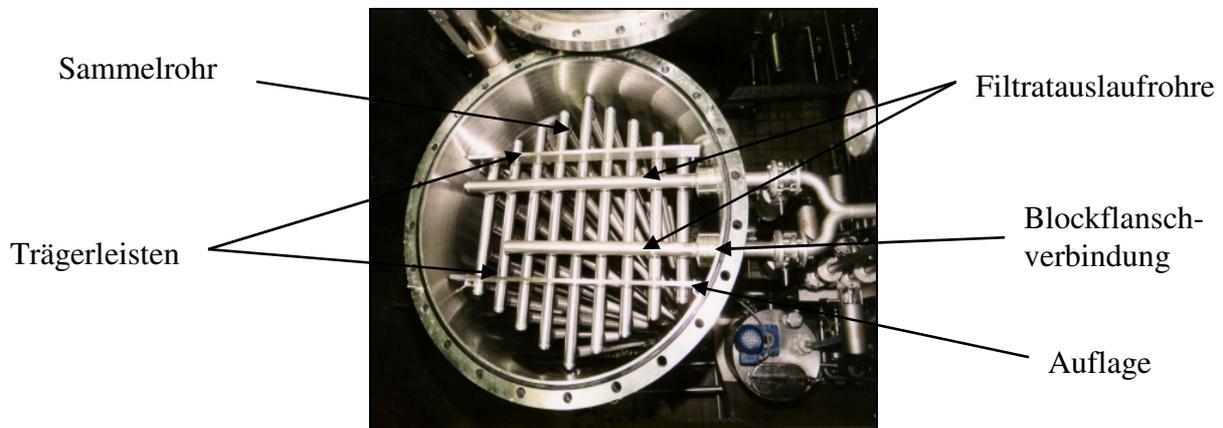


Abbildung 4.8: Register mit zwei Filtratabläufen

Twin-Flow

Durch die Registertechnologie wird der Filterkessel nicht mehr in einen Filtrat- und Unfiltratraum getrennt; der ganze Kessel wird Unfiltratraum, das Filtrat wird über die Registerverrohrung abgeführt. Beim TFS-Filter wird am Register ein Bypassvolumenstrom, der sogenannte „Twin Flow“, vorbeigeführt und dem Unfiltrat wieder zugegeben. So wird der Strömung durch die Filterelemente eine zweite Strömung in vertikaler Richtung überlagert.¹

¹ Hahn (2003), S. 16.

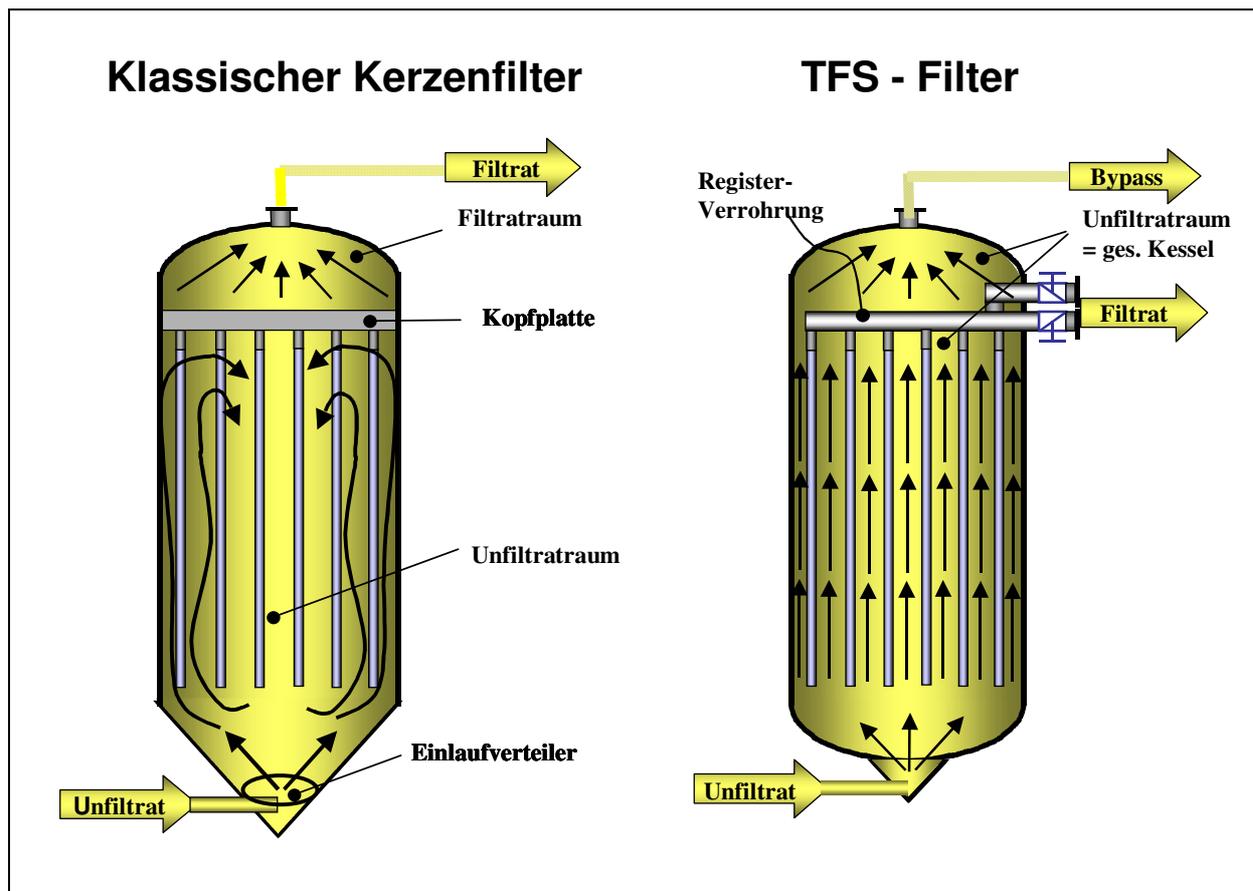


Abbildung 4.9: Strömungsverhältnissen bei klass. Kerzenfilter und TFS-Filter

Abbildung 4.9 verdeutlicht, dass bei klassischen Kerzenfiltersystemen mit Lochplatte die Vertikalgeschwindigkeit immer mehr abnimmt und unter der Lochplatte letztendlich den Wert Null erreicht. Eine mehr oder minder ausreichende Verteilung der Filterhilfsmittelpartikel erwirkt der Einlaufverteiler; durch diesen werden Turbulenzströmungen erzeugt, die eine Anschwemmung auch am oberen Kerzenende erlaubt. Um eine genügende Verteilung der Partikel zu erreichen, darf eine Minimaleinlaufgeschwindigkeit nicht unterschritten werden, d.h. es kann so nur in begrenztem Maße auf unterschiedliche Filtrierbarkeiten reagiert werden. Die Strömungsgeschwindigkeit im Filtratraum nimmt nach Austritt aus den Filterelementen durch die Volumenerweiterung wieder stark ab, wodurch es gerade bei der Voranschwemmung durch mitgerissene Filterhilfsmittelpartikel zu Sedimentationserscheinungen kommt. Auch eine Reinigung wird an der Lochplatte sowohl an der Ober- als auch an der Unterseite erschwert.

Beim TFS-Filtersystem entsteht mit dem Bypassvolumenstrom eine zusätzliche Regelgröße für den Filtrationsprozess. Dieser muss so eingestellt sein, dass die vertikale Strömungsgeschwindigkeit am oberen Kerzenende größer ist als die Sinkgeschwindigkeit der schwersten Filterhilfsmittelpartikel (vgl. Abb. 4.10). So wird eine Sedimentation im Filterkessel verhindert. Eine homogene Partikelgrößenverteilung des Filterhilfsmittels und ein

konstantes Dickenwachstum des Filterkuchens auf der gesamten Länge der Kerzen wird angestrebt. Der Filtratvolumenstrom kann beliebig variiert und so der Filtrierbarkeit der Biere Rechnung getragen werden, da mit dem Bypassvolumenstrom die vertikale Strömungsgeschwindigkeit immer höher als die Sedimentationsgeschwindigkeit gehalten wird. Bei einem schwer filtrierbaren Bier kann die stündliche Filterleistung und damit der Filtratvolumenstrom beliebig reduziert und trotzdem ein gleichmäßiger Filterkuchen erzeugt werden.

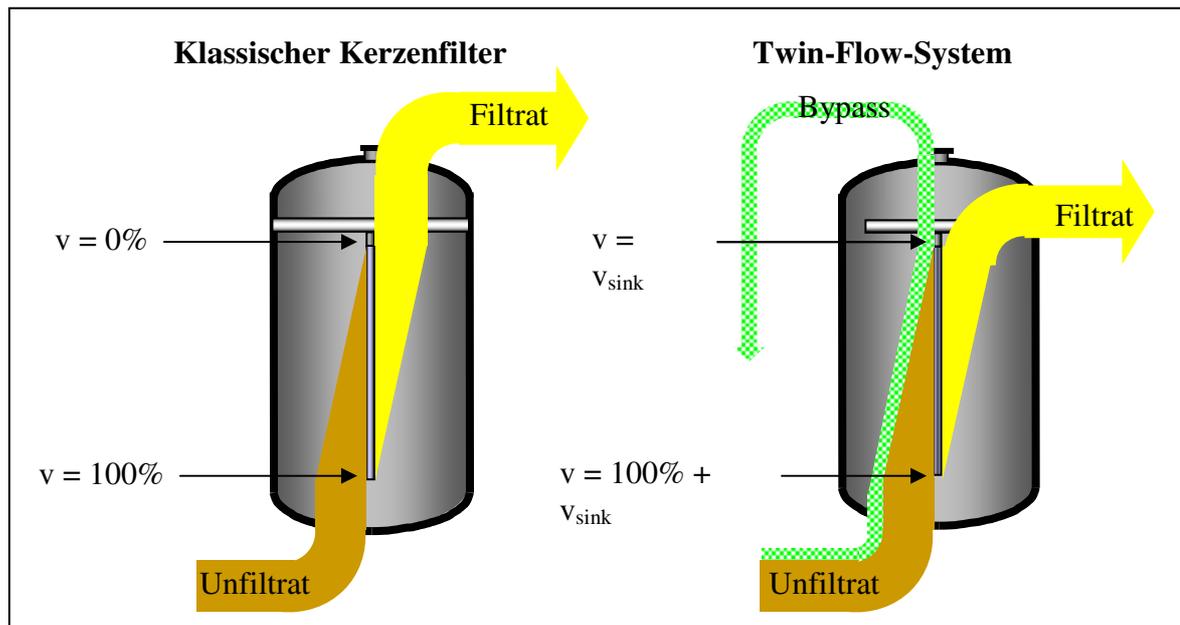


Abbildung 4.10: Strömungsgeschwindigkeiten im Filterkessel bei klass. Kerzenfilter und TFS-Filter

Durch die Überlagerung der Strömung durch die Filterelemente mit einer Unfiltratbypassströmung resultiert eine Strömungsverteilung im Kessel, die von unten nach oben linear abnimmt, am oberen Ende der Filterelemente aber nicht den Wert Null erreicht (Abb. 4.11). Dort kann über den Bypass eine Strömungsgeschwindigkeit eingestellt werden, die der Sinkgeschwindigkeit der eingesetzten Filterhilfsmittel entspricht.^{1, 2, 3, 4, 5}

Für die Herleitung der Strömungsverteilung im TFS-Filterkessel wird die freie Durchgangsfläche am Register berechnet, die wiederum von der Trubdicke abhängt. Die Trubdicke d_T kann von 0 mm bis zur maximal möglichen Trubdicke $d_{T,\text{max}}$ variieren. Die Trubdicke $d_{T,\text{max}}$ ist nur von den konstruktiven Vorgaben der Lochplatte oder des Registers

¹ Hahn et al. (2002), S. 24-29.

² Hahn et al. (2001), S. 166-171.

³ Hahn et al. (2001), S. 892-897.

⁴ Hahn et al. (2001), S. 49-52.

⁵ Banke & Hahn (2001), S. 30-31.

abhängig und berechnet sich aus dem Filterelementabstand D_{TI} , dem Sicherheitsabstand e und dem Filterelementdurchmesser D_{FE} :

$$d_{T,\max} = \frac{1}{2}(D_{TI} - D_{FE} - e) \quad (29)$$

Der freie Strömungsquerschnitt A_{frei} folgt aus dem Filterkesseldurchmesser d_F , der Kerzenanzahl N_{FE} , dem Filterelementdurchmesser D_{FE} und ist von der momentanen Trubdicke d_T abhängig:

$$A_{\text{frei}} = \frac{1}{4}D_K^2\pi - N_{FE} \frac{1}{4}(D_{FE} + 2d_T)^2\pi \quad (30)$$

Bei der Berechnung wurde angenommen, dass an jeder Stelle der Kerze dieselbe Flüssigkeitsmenge durch ihre Oberfläche hindurchströmt. Dies wird im Kapitel 4.4.3 durch praktische Versuche bewiesen. Die vertikale Strömungsgeschwindigkeit $v(l)$ nimmt im Filterkessel von unten nach oben stetig ab, da immer mehr Flüssigkeit durch den Kerzeninnenraum abfließt. Sie berechnet sich aus Filtratvolumenstrom Q_F , dem Bypassvolumenstrom Q_B , dem freien Strömungsquerschnitt A_{frei} , der Kerzenlänge L_K und der betrachteten Höhe im Kessel. Die jeweilige Höhe im Kessel wird durch die Filterelementlänge l , beginnend am unteren Kerzenende ausgedrückt:

$$v(l) = \frac{Q_F}{A_{\text{frei}}} \left(1 - \frac{l}{L_K}\right) + \frac{Q_B}{A_{\text{frei}}} \quad (31)$$

Am oberen Kerzenende ist $l = L_K$, so dass für die vertikale Strömungsgeschwindigkeit $v(l)$ folgt:

$$v(L_K) = \frac{Q_B}{A_{\text{frei}}} \quad (32)$$

So lange der Bypassvolumenstrom $Q_B \neq 0$ ist, kann die vertikale Strömungsgeschwindigkeit im Filterkessel nicht Null werden und Strömungstotzonen werden vermieden. Abbildung 4.11 verdeutlicht die Strömungsverteilung im TFS-Filter abhängig von der Trubdicke und somit von der freien Strömungsfläche.

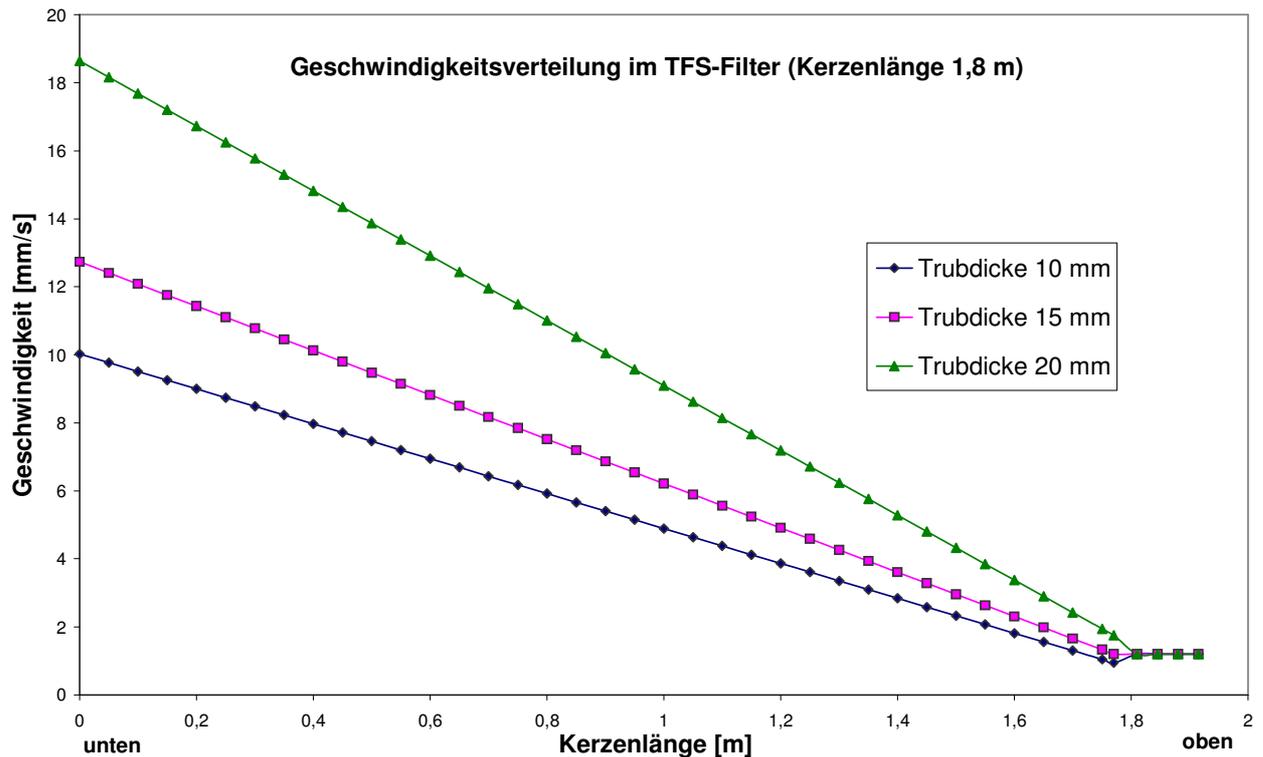


Abbildung 4.11: Geschwindigkeitsverteilung entlang eines Filterelementes bei einem TFS-Filter

Filterelemente

Auch bei der Entwicklung der Filterelemente sind Unterschiede zu bisherigen Filterkerzen anzuführen. Um eine konsequente Inhaltsreduzierung auch bei den Filterelementen fortzuführen, ist im Inneren des Elements ein Innenrohr. Für die Filtratabführung und Spülwasserzuführung verbleibt ein Ringkanal, der gerade bei der Rückspülung zu einer erhöhten Geschwindigkeit und zu einem besseren Druckaufbau im Kerzeninneren führt.

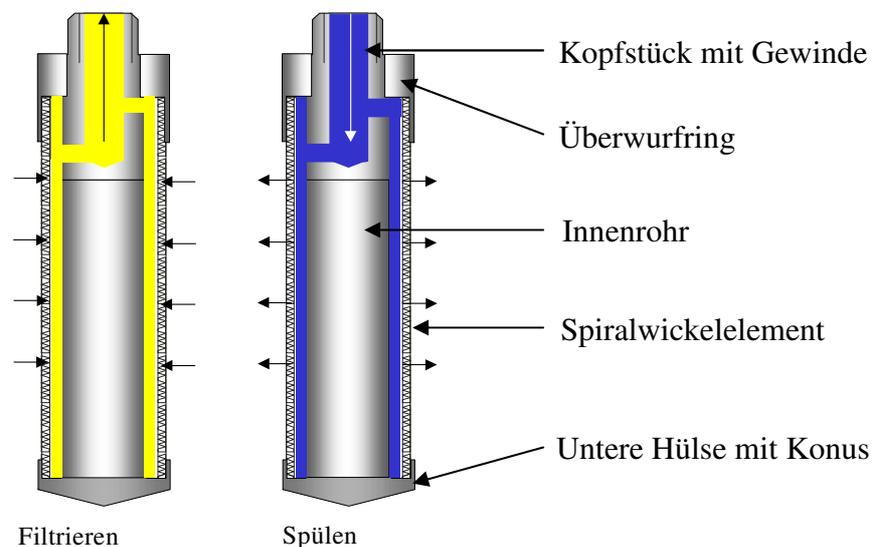


Abbildung 4.12: Filterelemente für TFS-Filter

Durch die erhöhten Geschwindigkeiten im Kerzeninneren kann auch einer Sedimentation von Filterhilfsmittelpartikel gerade zu Beginn der Voranschwemmung vorgebeugt werden. Wird die Sinkgeschwindigkeit der feinen Partikel nicht unterschritten, wird der sog. „Kieselgursumpf“ am unteren Kerzenende vermieden. Das Innenrohr führt zudem zu einer erhöhten Stabilität des Filterelementes; es erlaubt damit eine längere Kerzenbauweise bis zu einer Länge von 2400 mm. Der konische Kerzenabschluss am unteren Ende sorgt dafür, dass anhaftende Gasblasen mit der Strömung gelöst werden und so ein einwandfreies Entlüften möglich ist. Ein weiterer Unterschied ist eine Schrägwicklung des Drahtes; durch eine Anstellung des Drahtes um ca. 3° resultiert ein Tannenzapfenprofil, das ein Abrutschen des Filterkuchens verhindert.^{1, 2, 3, 4}

4.3 Grundlagen

4.3.1 Filterhilfsmittel

Bei einem Anschwemmfiltersystem stellt der Filter nur das Filtermittel dar, die eigentliche Filtration der zugeführten Suspension geht im von Trubpartikeln und/oder Filterhilfsmitteln aufgebauten Filterkuchen vonstatten. Um einen geeigneten Filterkuchen aufzubauen, sind Kenntnisse vom eingesetzten Filterhilfsmittel über Schüttdichte, Nassdichte, spezifische Durchlässigkeit, Partikelgrößenverteilung und Sinkgeschwindigkeit notwendig. Technologisch sind andere Werte wie pH-Wert, Glühverlust oder die Art der Diatomeenstruktur wichtig, da sie direkten Einfluss auf das Bier haben. Aus diesen Gründen wurde eine Sinkgeschwindigkeitsanalyse der gängigsten Filterhilfsmittel angefertigt, um das neue Filtersystem optimal auf die eingesetzten Filterhilfsmittel abzustimmen.

Ist die Partikelgrößenverteilung eines Filterhilfsmittels bekannt, kann nach der STOKES`schen Formel auf die Sinkgeschwindigkeitsverteilung umgerechnet werden:

$$w_s = (\delta_s - \delta_l) \frac{g}{18} \eta * x_s^2 \quad (33)$$

Für die Umrechnung werden die Schüttdichte δ_s des Filterhilfsmittelhaufwerkes, die Dichte δ_l und die kinematische Viskosität η der zu filtrierenden Suspension (Bier) und die

¹ Hahn et al. (2002), S. 24-29.

² Hahn et al. (2001), S. 166-171.

³ Hahn et al. (2001), S. 892-897.

⁴ Hahn et al. (2001), S. 49-52.

Erdbeschleunigung g benötigt. Liegt vom Filterhilfsmittelhaufwerk eine Partikelgrößenverteilung, gemessen mit einer Sedimentationswaage vor, so kann sie mit obiger Formel in eine Sinkgeschwindigkeitsverteilung umgerechnet werden.

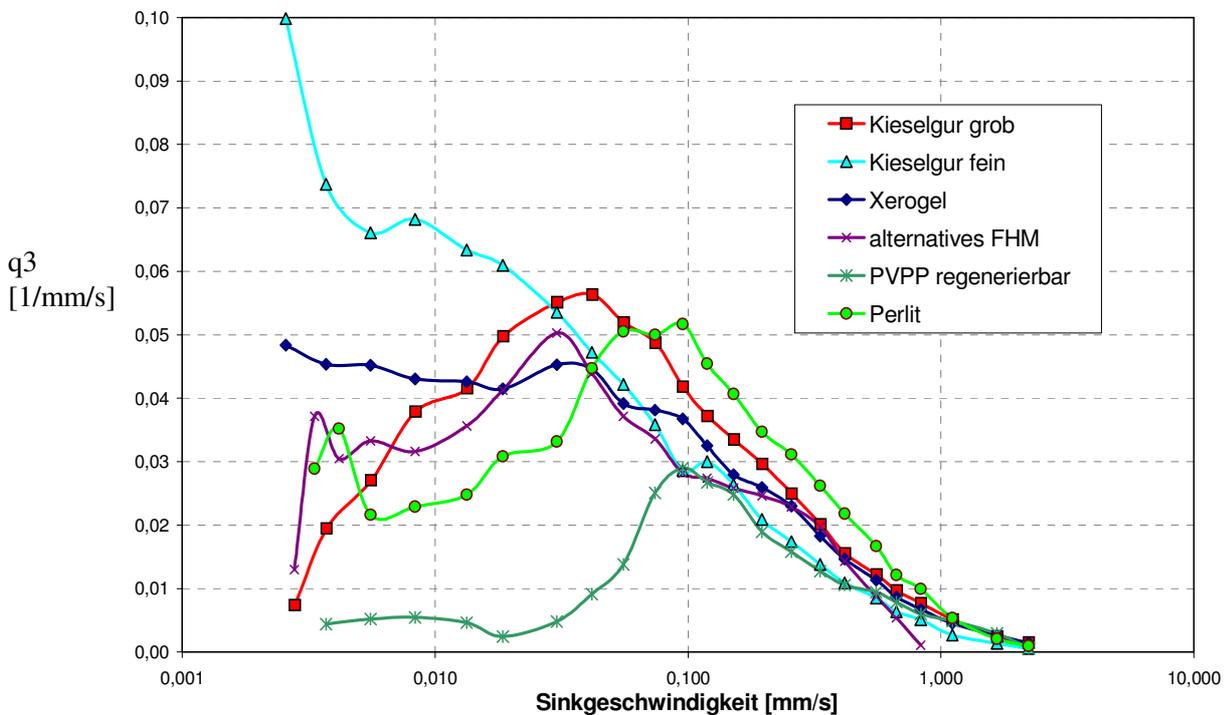


Abbildung 4.13: Vergleich von Sinkgeschwindigkeitsverteilungen verschiedener Filterhilfsmittel

Abbildung 4.13 (Partikeldichteverteilung q_3) zeigt einen Vergleich von Sinkgeschwindigkeitsverteilungen verschiedener Filterhilfsmittel. Die größten Unterschiede ergeben sich hier im Feinbereich der Verteilung. So ist zu sehen, dass feine Kieselgur und das Eiweißstabilisierungsmittel Xerogel den größten Anteil an feinen Partikeln aufweisen, regenerierbares PVPP in diesem Bereich sehr wenig Partikel hat. Für eine Verteilung auf dem Filtermittel sind jedoch die größten, schwersten Partikel zu betrachten, da ein Transport aufgrund ihrer Masse erschwert wird. Mit einer Sinkgeschwindigkeit von 1 mm/s wird ein Großteil der Verteilung erreicht, so dass dieser Wert für eine Berechnung des Bypassvolumenstromes herangezogen wird. In Abbildung A.6 im Anhang sind Kieselgele für die Eiweißstabilisierung dargestellt. Auch hier ergeben sich hinsichtlich der Sinkgeschwindigkeitsverteilung Unterschiede bei Xerogel, hydratisiertem Xerogel und Hydrogel. Die Unterschiede sind hier im Herstellungsverfahren begründet.

Auch eine Betrachtung der Partikelgrößenverteilung (Abbildungen A.7 und A.8 im Anhang) ist für die Wahl des geeigneten Filtermittels unerlässlich. Die Öffnungs-, Poren oder Spaltweiten der eingesetzten Filtermittel müssen auf die Partikelgrößen der Filterhilfsmittel

abgestimmt werden, da ein Brückenaufbau bei zu großen Öffnungen nicht mehr möglich ist oder zu kleine Öffnungen zu Verblockungen führen. Gerade die Verteilungen bei dem Stabilisierungsmittel PVPP (regenerierbar und Einweg) zeigen sehr große Unterschiede. Einweg-PVPP zeigt die größte Partikelgröße bei 35 µm und einen wesentlich größeren Anteil an feinen Partikeln, während regenerierbares PVPP Partikelgrößen bis ca. 120 µm aufweist. Werden Kieselguren mit Stabilisierungsmittel wie Kieselgelen oder Einweg-PVPP zur Filtration gemischt, so ist auch hier die Kenntnis von den einzelnen Partikelgrößenverteilungen unerlässlich, um die gewünschte Trennschärfe über geeignete Mischungsverhältnisse einstellen zu können.

Weiterführende Darstellungen und Überlegungen sind in der Diplomarbeit „Sedimentationsanalyse von Filterhilfsmitteln als Projektierungsgrundlage des TFS; Untersuchung einer Möglichkeit der Schlammentwässerung am Hyperkonzentrator“ von HIPPE¹ zu finden, die im Rahmen des TFS-Entwicklungsprojektes von der Firma Steinecker zusammen mit dem Lehrstuhl für Technologie der Brauerei II am Wissenschaftszentrum Weihenstephan für Ernährung, Landnutzung und Umwelt durchgeführt wurde. Es konnte hier umfangreiches Material zu verschiedenen Filterhilfsmitteln erarbeitet werden.

4.3.2 Versuche am Filterversuchsstand

Filterversuchsstand

Grundlage der Filterentwicklung waren Versuche an einem Filterversuchsstand im Technikum der Firma Steinecker. Es wurden verschiedene Filtermittel, Filterhilfsmittel und Verfahrenstechniken getestet.

Der Versuchsstand ist mit einer einzelnen Filterkerze in einem Kunststoffzylinder, einer Umwälzpumpe, einem Anrührgefäß und einer Schlauchpumpe zum Einbringen des Filterhilfsmittels ausgestattet. Der Filtratvolumenstrom wird mit einem induktiven Durchflussmesser bestimmt. Die Durchflüsse können über Hand-Nadelventile reguliert, Ein- und Auslaufdruck über Manometer abgelesen werden. Zum Kieselguraustrag und zur Kerzenreinigung ist Druckluft auf Filtrat- und Unfiltratseite aufgelegt. Der Versuchsstand dient einer Überprüfung von Anschwemmungen und Betriebsverhalten von verschiedenen Filtermitteln und Filterhilfsmitteln mit Wasser als Medium. Tests mit Bier können nicht durchgeführt werden, da der Kunststoffzylinder nur bis 1,8 bar druckfest ist. Die maximale Kerzenlänge für den Versuchsstand sind 1800 mm, bezogen auf die jeweilige Filterfläche ist

¹ Hippe (2002)

ein Filtratvolumenstrom von $7,5 \text{ hl/m}^2\text{h}$ eingestellt. Bei einer Kerzenlänge von 1800 mm (Kerzendurchmesser 33 mm , metallische Filterfläche $0,186 \text{ m}^2$) ergibt sich ein Volumenstrom von $1,4 \text{ hl/h}$. Abbildung 4.14 zeigt ein Schema des Versuchstandes, Abbildung A.9 im Anhang den Versuchstand in der Vorderansicht mit ausgebauter, angeschwemmter Filterkerze.

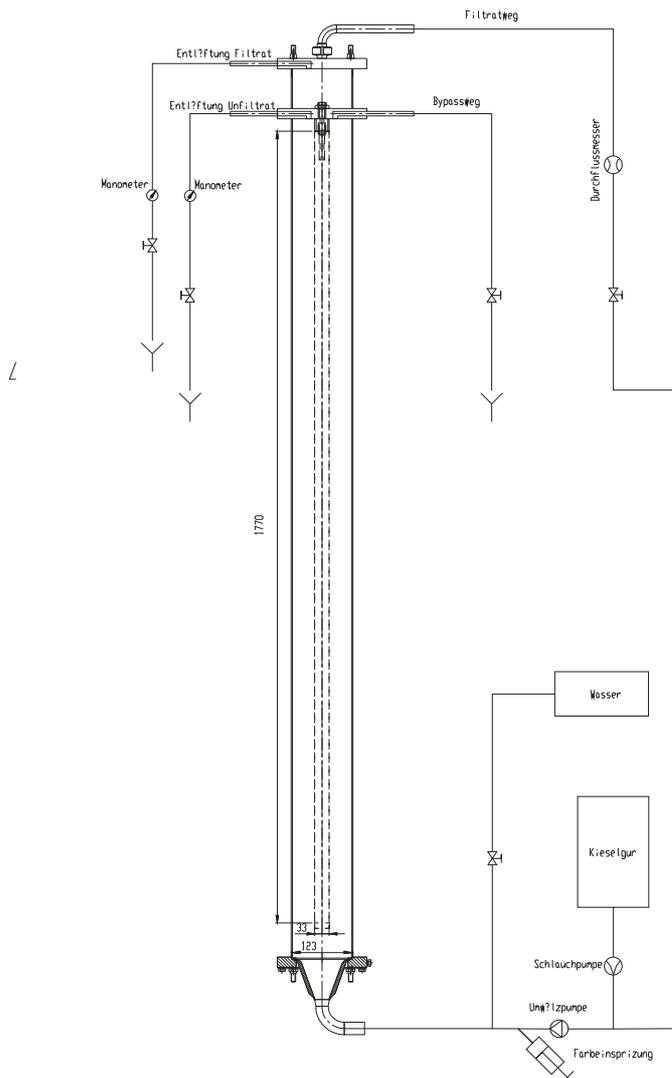


Abbildung 4.14: Filterversuchsstand

Grundsätzlich ergab sich das Problem, dass das Verhältnis von Unfiltratraum zu Filterfläche bei Kerzen mit einem Außendurchmesser von 33 mm relativ groß war; d.h. die Geschwindigkeit im Plexiglasrohr war relativ klein. Der große Durchmesser von 123 mm für das Plexiglasrohr wurde gewählt, um auch Kerzen mit größerem Durchmesser testen zu

können. Die Strömungsverhältnisse wurden daher auf das jeweilig vorliegende Unfiltratraum/Filterflächen-Verhältnis abgestimmt.

Auch der fehlende Einlaufverteiler konnte am Anschwemmverhalten festgestellt werden. Das Unfiltrat strömt über einen 90°-Bogen und einer Querschnittserweiterung in das Plexiglasrohr. Durch die Strömungsumlenkung ergeben sich im unteren Teil des Rohres Wirbel und Turbulenzen. Es konnte beobachtet werden, dass sich an der Vorderseite der Kerze immer mehr Anschwemmung befand als an der Rückseite. Nur bei sehr kleinen Einströmgeschwindigkeiten zeigte sich ein gleichmäßiges Anschwemmbild am unteren Ende der Kerzen.

Material

Am Versuchstand kamen verschiedene Filtermittel und Filterhilfsmittel zum Einsatz und es wurden Modifikationen vorgenommen. Des Weiteren können zwei grundlegende Verfahrenstechniken unterschieden werden.

Filtermittel

- Spaltwickelkerze ohne Innenrohr: Wicklung gerade, Spaltweite 60 µm, mit oberem Reinigungseinsatz (Spülwasserverteiler), freie Durchgangsfläche 6 %
- Spaltwickelkerze: Wickelelement wird über ein Innenrohr gesteckt, Wicklung 3° angestellt nach oben, Spaltweite 60 µm, freie Durchgangsfläche 6 %
- Spaltwickelkerze mit Innenrohr: Wicklung 3° angestellt nach unten, Spaltweite 60 µm, freie Durchgangsfläche 6 %
- Kunststoffkerze: anstelle des Wickelelementes wird eine Polyamid-Membran über das Innenrohr gesteckt, Poren 5-70 µm unregelmäßig verteilt, ca. 50 % freie Durchgangsfläche
- Doppelrohr-Spaltwickelkerzen: Außendurchmesser 70 mm, Innendurchmesser 48 mm mit innen und außen liegender Filterfläche und Ringkanal als Filtratablauf, Spaltweite 60 µm
- Metallgewebekerze: Metallgewebe ist auf ein gelochtes Rohr gewickelt, fein 300/250 Köper-Metallgewebe, freie Durchgangsfläche 9,9 %
- Metallgewebekerze: Metallgewebe ist auf ein gelochtes Rohr gewickelt, grob 107/125 5-schaft-Köper –Metallgewebe, freie Durchgangsfläche 18,5 %

- Filterkerze der Firma DRM: auf einem gelochten Rohr ist ein Kunststoff-Gewebe lose gespannt, Einspannung oben und unten mit einem Ring, bei Anschwemmung legt sich Gewebe wellig an, bei Rückspülung spannt das Gewebe.

Filterhilfsmittel

Als Filterhilfsmittel wurden gängige Kieselguren der Firma Lehmann & Voss eingesetzt: Hyflo, Standard, Filtercell und 512. Des weiteren wurden verschiedene Perlite, alternative Filterhilfsmittel auf Cellulosebasis und PVPP angeschwemmt.

Verfahrenstechnik

In der ersten Versuchsphase waren die Filterkerzen an einer Lochplatte befestigt, vergleichbar mit einem klassischen Kerzenfilter. Es wurde kein Bypassvolumenstrom eingestellt. Nach einem Gespräch mit Herrn Prof. Stahl¹ vom Lehrstuhl für Mechanik und mechanische Verfahrenstechnik an der Technischen Universität Karlsruhe wurde ein Bypassvolumenstrom am Filterversuchstand verwirklicht. Prof. Stahl merkte an, dass für die Pharmazie und Chemie Filter mit einer Art Registerverrohrung und einem Bypassvolumenstrom zum Einsatz kommen. Da dies verfahrenstechnische und technologische Vorteile mit sich bringt, wurde in die Lochplatte eine Bohrung gesetzt, die einen Bypassvolumenstrom aus dem Unfiltratraum erlaubt.

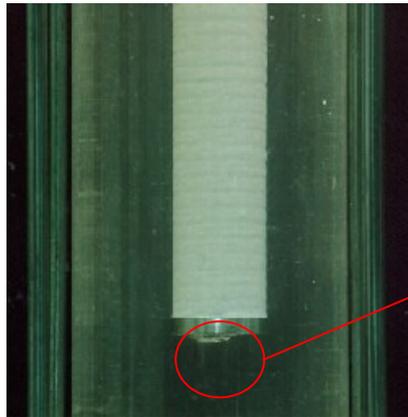
Ergebnisse

Unabhängig vom eingesetzten Filtermittel und Filterhilfsmittel konnten folgende Erkenntnisse gewonnen werden.

- Das Filtermittel ist grundsätzlich vor dem Gebrauch zu reinigen. Sind am Filtermittel Rückstände von Klebemitteln oder Fettreste durch Anfassen, so halten sich Luftblasen und führen zu Anschwemmfehlern. Auch durch hohe Strömungsgeschwindigkeiten können anhaftende Luftblasen nicht entfernt werden. Beim Einbau von Filterkerzen sollten diese deshalb nur mit Handschuhen angefasst werden.
- Am unteren Kerzenende sind anhaftende Gasblasen zu erkennen. Der Versuchstand wird, vergleichbar einem realen Kerzenfiltersystem, von unten mit Wasser befüllt. Am unteren, flachen Kerzenende halten sich immer wieder Gasblasen wie in Abbildung 4.15 zu sehen. Auch durch größere Einströmgeschwindigkeiten können diese Gasblasen nicht entfernt werden. Summiert man den Sauerstoffeintrag durch derartige

¹ Stahl (2000), mündliche Mitteilung

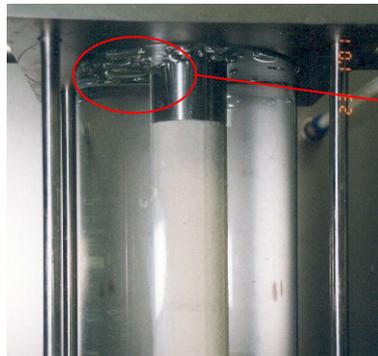
Gasblasen bei einem großen Filter mit 500-600 Filterkerzen auf, so zeigt sich hier ein Ansatzpunkt für Verbesserungen.



Anhaftende Gasblasen

Abbildung 4.15: Gasblasen am unteren Kerzenende

- Auch an der Unterseite der Lochplatte sind anhaftende Gasblasen zu beobachten.



Anhaftende Gasblasen

Abbildung 4.16: Gasblasen an der Unterseite der Lochplatte

Selbst das bekannte Schrägstellen des Filters, hier des Versuchstandes, konnte dieses Problem nicht beheben. Es waren auch nach mehrmaligem Entlüften des Unfiltratraumes Gasblasen zu erkennen, die hartnäckig an der Lochplatte haften bleiben.

- Der Filtratraum ist durch ein kurzes Plexiglasrohrstück mit dem gleichen Durchmesser realisiert. Vergleichbar einem realen Filter herrschen hier sehr kleine Strömungsgeschwindigkeiten vor. Da zu Beginn der Voranschwemmung bis zum kompletten Brückenaufbau kleinere Partikel durch das Filterelement durchgerissen werden, gelangen sie so in den Filtratraum. Dort kommt es aufgrund der sehr geringen Strömungsgeschwindigkeit zu Sedimentationserscheinungen über der Lochplatte. Durch die Befestigung der Kerzen von oben mittels einer Durchgangsschraube werden sie auch bei der Rückspülung nicht erfasst.
- Selbes Phänomen kann in den Kerzen beobachtet werden. Ist der Filtratraum in den Kerzen relativ groß (ohne Innenrohr), so herrschen auch nur sehr kleine Strömungsgeschwindigkeiten. Aufgrund ihrer Masse sinken Kieselgurpartikel in den

Kerzen zu Boden und bilden den bekannten Kieselgursumpf. Es konnten zum Teil erhebliche Ablagerungen festgestellt werden.

- Die Filterkerze schließt mit der oberen Hülse an die Lochplatte. Die obersten 50 mm besitzen keine offene Fläche, keine Filterfläche. Durch die abnehmende Strömungsgeschwindigkeit nach oben hin herrscht unter der Lochplatte fast Stillstand. Wird nach der Voranschwemmung das Anschwemmwasser mit Unfiltrat über die Filterelemente verdrängt, so bleibt unter der Lochplatte Wasser haften; es zeigt sich eine klare Phasengrenze (siehe Abbildung 4.17). Erst nach längerer Filtrationsdauer vermischen sich beide Phasen. In einem realen Filter kann diese Zeit verkürzt werden, da im Filterkessel durch den Einlaufverteiler Turbulenzströmungen erzeugt werden, die mehr oder minder die Flüssigkeitsschicht unter der Lochplatte verwirbelt.

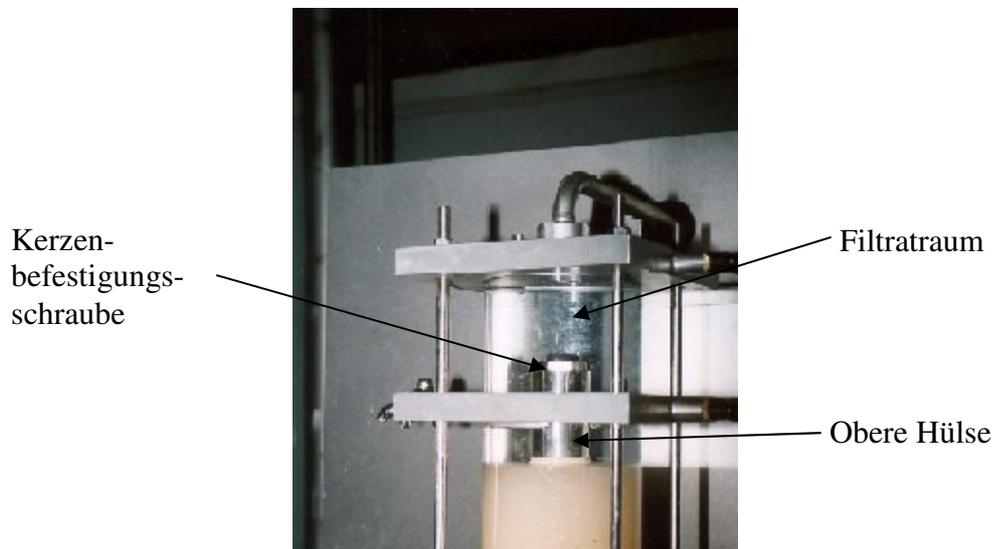


Abbildung 4.17: Phasengrenze während der Filtration

- Ein weiteres Phänomen ist der bekannte Flaschenhalseffekt am oberen Kerzenende.



Abbildung 4.18: Flaschenhalseffekt am oberen Kerzenende

Durch die gegen Null gehende Strömungsgeschwindigkeit im Filterkessel, hier Versuchszylinder, kommt es zu einem Klassierungseffekt. Schwerere Partikel werden nur bis auf eine bestimmte Höhe der Filterkerze getragen; aufgrund ihrer Masse und somit größeren Sinkgeschwindigkeit lagern sie sich im unteren Bereich ab, wo die Strömungsgeschwindigkeit für den Transportvorgang noch ausreichend ist. Ans obere Kerzenende werden nur feinere Partikel getragen. Mit zunehmender Filtrationsdauer bildet sich ein „auslaufender“ Filterkuchen.

Der Standzylinder konnte vorsichtig mit Luft leergedrückt werden, ohne dass ein Abrutschen des Filterkuchens erfolgte. Durch behutsames Demontieren des oberen Teiles des Versuchsstandes und Herausheben der angeschwemmten Kerze, konnten Kieselgurproben von unterschiedlichen Stellen an der Kerze entnommen werden. Durch die Flüssigkeitssäule im Inneren der Kerze während des Leerdrückvorganges kam es zu einem Abrutschen der unteren 300 mm des Filterkuchens. Es konnte somit keine Probe von unten gezogen werden.

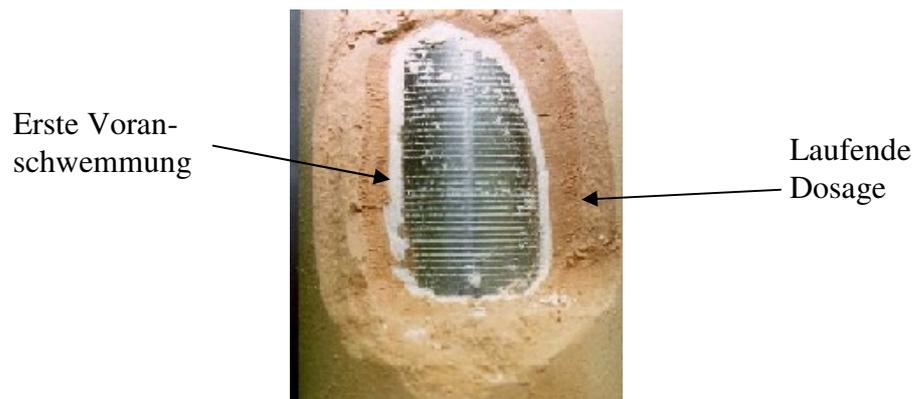


Abbildung 4.19: Probenahmestelle

Partikelmessungen von zwei Proben (oben, mitte) haben gezeigt, dass sich im oberen Bereich verstärkt feinere Partikel befinden. Es konnte also ein gravierender Klassierungseffekt der Filterhilfsmittelpartikel festgestellt werden. Dies ist auf die unzureichenden Strömungsverhältnisse in einem Kerzenfiltersystem mit Lochplatte zurückzuführen.

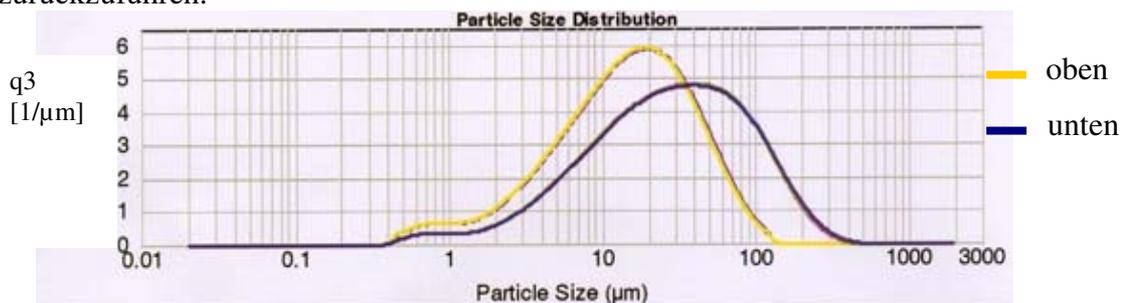


Abbildung 4.20: Partikelgrößenverteilung eines angeschwemmten Filterelementes im Filterversuchstand mit Lochplatte

Um die Phasengrenze von Unfiltrat und Anschwemmwasser nach unten zu verschieben, wurde eine Platte mit der Höhe der oberen Hülse der Filterkerze unter die Lochplatte gesetzt; die Filterfläche schließt nun direkt an der Lochplatte ab. Es zeigte sich, dass zwar diese Schichtung schneller verschwindet, es aber aufgrund der sehr langsamen Strömung unter der Lochplatte immer noch sehr lange dauert, bis das Anschwemmwasser vollständig verdrängt ist. Auch das Problem des Flaschenhalses mit der ungleichen Partikelgrößenverteilung auf der Kerze konnte damit nicht behoben werden.^{1, 2, 3, 4}

Filtermittel

Die Spaltwickelkerzen ohne Innenrohr zeigten durchweg gutes Anschwemmverhalten. Die Anschwemmungen wiesen gleiches Dickenwachstum auf der gesamten Kerzenlänge auf bis auf die obersten 100 mm. Hier war jeweils der bekannte Flaschenhals zu beobachten. Wurde der Standzylinder mit Luft leergedrückt und dabei auch die Filtratseite geöffnet, kam es zu einem Abrutschen der untersten 300 mm Filterkuchen. Sank der Flüssigkeitsspiegel unter die Kerze ab, war ein Austreten von Filtrat aus der Kerze durch den Filterkuchen sichtbar. Die Flüssigkeit in der Kerze konnte also nicht mehr nach oben über den Filtratauslauf gedrückt werden. Die Masse der Wassersäule im Inneren sorgte für ein Abrutschen des Filterkuchens. Unterschiede waren beim Abreinigen auszumachen. Kerzen, die an einer Lochplatte befestigt sind, haben einen Reinigungseinsatz, eine sogenannte Pfeife zur Spülwasserverteilung. Tritt der Wasserstrahl nur in vertikaler Richtung nach unten aus und ist der Querschnitt der Pfeifenbohrung klein, tritt Spülwasser erst in der unteren Hälfte der Filterkerze nach außen und reinigt dort die Spalten. Die obere Hälfte der Spalten bleibt mehr oder minder ungereinigt. Unter dem Mikroskop konnten die verbliebenen Verblockungen nachgewiesen werden.

¹ Hahn et al. (2002), S. 24-29.

² Hahn et al. (2001), S. 166-171.

³ Hahn et al. (2001), S. 892-897.

⁴ Hahn et al. (2001), S. 49-52.



Abbildung 4.21: Mangelhaft gereinigte Filterkerze (32-fache Vergrößerung)

Wurde die mangelhaft gereinigte Kerze wieder angeschwemmt, zeigten sich nach oben hin immer mehr Anschwemmfehler, der Brückenaufbau war nur unzureichend. Grund dafür war das Absinken der freien Durchgangsfläche in der oberen Hälfte und damit mangelnde Durchströmung und Stofftransport.

Sind an der Reinigungspfeife seitliche Öffnungen angebracht, gelangt das Spülwasser auch in der oberen Hälfte zu den zu reinigenden Spalten. Auch eine Querschnittserweiterung der Pfeifenbohrung sorgte für eine vermehrte Spülwasserzufuhr. Es konnte so eine ausreichend gut gereinigte Kerze erhalten werden. Ein Wiederanschwemmen zeigte keine Fehler im Brückenaufbau.

Ist die Filterkerze mit einem Innerrohr gefüllt (Filtratraum reduziert auf Ringkanal Innenrohr-Wickelement) und der Wickeldraht um 3° nach oben angestellt (es entsteht dadurch ein Tannenzapfeneffekt in umgekehrter Richtung), sind einige Verbesserungen zu beobachten: Der Brückenaufbau erfolgt tendenziell schneller, was an einem rascheren Klarlauf des Filtrates zu sehen war. Außerdem sorgt die Anstellung des Wickeldrahtes für eine bessere Ablage der ersten Filterhilfsmittelpartikel und einem stabilen Brückenaufbau. Durch die Volumenreduzierung im Inneren der Kerze konnte das Plexiglasrohr ohne Abrutschen des Filterkuchens problemlos leergedrückt werden. Zur Abreinigung konnte beobachtet werden, dass der Wasseraustritt aus den Spalten mit großer Effizienz weit nach unten reicht. Der Druckaufbau im Inneren der Kerze während der Reinigung ist also verbessert.

Als nächstes Filtermittel wurde anstelle eines Wickelelementes eine Kunststoffröhre über das Innenrohr geschoben. Hier ergab sich ein großes Problem bei der Entlüftung der Kerze; an der Kunststoffoberfläche hielt sich auch nach längerem Kreislauf mit Entlüften ein Teppich an kleinsten Gasbläschen. Sie konnten teilweise durch das Einbringen der Kieselgur entfernt werden, andere wurden einfach überschwemmt. An diesen Stellen zeigten sich dann kleine Beulen. Ansonsten verlief die Anschwemmung problemlos, es baute sich ein normaler

Druckabfall am Element auf, die Trübung war vergleichbar einem Wickelement. Auch das Abreinigen der Kerze war einfach. Nach Betrachtung der Kunststoffröhre unter dem Mikroskop zeigten sich aber Rückstände in der Matrix; es war hier zu vermuten, dass durch mehrmaliges Anschwemmen der Kunststoff immer mehr verblockt, vergleichbar einer Membran.

Um mehr Filterfläche pro Filterelement zu verwirklichen, wurden Doppelrohr-Spaltwickelkerzen mit außen- und innenliegender Filterfläche angefertigt. Der Außendurchmesser der Kerze betrug 70 mm, der innere 48 mm. Die Filterfläche einer derartigen Kerze beträgt 1,51 m². Durch den nach oben hin abgeschlossenen Unfiltratraum im Inneren der Kerze ergaben sich große Probleme bei der Entlüftung. Größere Luftblasen steigen hier nach oben und sammeln sich dort an. Die Anschwemmung verlief problemlos; es konnte allerdings nur die außenliegende Anschwemmung beurteilt werden. Das Absprengen des Filterkuchens zeigt durch den beengten Raum Probleme auf. Bei mehrmaligem Befüllen des Glasrohres nach der Abreinigung brachte das Wasser immer noch Kieselgurreste mit sich, die sich innen gehalten haben.

Eine andere Variante zeigt ein Siebgewebe, das auf ein gelochtes Rohr gewickelt war; es entstand somit eine Siebgewebekerze. In der Mitte der Kerze war eine Zwischenhülse eingefügt, die für mehr Stabilität sorgen soll. Im Anhang in Abbildung A.10 ist eine Anschwemmung mit grober Gur zu sehen. Hier wird schon ersichtlich, dass das gelochte Rohr als Stützelement zu ungleichen Strömungsverhältnissen am Gewebe führte. Außerdem zeigten sich an den Überlappungen der einzelnen Gewebebänder Unregelmäßigkeiten in der Anschwemmung. Weitere Überlegungen führten zu keiner Lösung des Problems, ein Siebgewebe auf einer Kerze gewickelt druckstabil zu machen. Auch eine ausreichende Reinigung des Siebes stellt ein schwerwiegendes Problem dar. Abbildung 4.22 zeigt eine vermeintlich saubere Kerze unter dem Mikroskop. Es ist ersichtlich, dass sich Kieselgurpartikel in der Tiefe des Gewebes irreversibel abgelagert haben und so die Poren verstopfen.

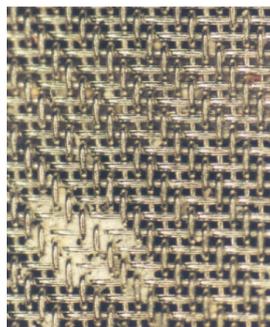


Abbildung 4.22: Mangelhaft gereinigtes Siebgewebe

Bei einem Gespräch mit Prof. Stahl wurde man aufmerksam auf Filterkerzen, die größtenteils in der Pharmazie und Chemie zur Abscheidung und Gewinnung von Feststoffen aus einer Suspension eingesetzt werden (Firma Dr. Müller, DRM). Im Anhang in Abbildung A.11 ist der untere Teil der Kerze zu sehen. Es ist über ein gelochtes Rohr ein Kunststoffgewebe lose gespannt und unten und oben mit einem Spannring fixiert. Aufgrund der nicht ebenen Oberfläche des Gewebes während der Anschwemmung zeigen sich Probleme mit einem regelmäßigem Brückenaufbau. Auch eine Stabilität gegen Druckstöße ist hier nur schwer zu erreichen. Abbildung A.12 im Anhang zeigt eine angeschwemmte „DRM“-Kerze. Durch das lose gespannte Gewebe kann die Kerze durch einen Lufteintrag filtratseitig bestens abgereinigt werden. Dies kommt besonders zum Tragen, wenn der Filterkuchen an der Kerze nach der Filtration getrocknet (und eventuell gewaschen) wird. Es kann so ein Trockenaustrag erfolgen. Wird die Kerze aber zur Gewinnung von flüssigen Lebensmitteln eingesetzt, wie hier für Bier, so zeigt sie doch erhebliche Nachteile in der Anschwemmbarkeit.

Filterhilfsmittel

Die Filtermittel, die für eine Entwicklung eines Kerzenfiltersystems weiterverfolgt werden sollten, wurden mit unterschiedlichen Filterhilfsmitteln angeschwemmt. Es zeigte sich, dass die gewählten Spaltwickелеlemente mit Innenrohr keinerlei Probleme mit Perliten oder PVPP mit sich brachten. Es konnten gute Anschwemmbilder und problemlose Abreinigungen verfolgt werden. Auch alternative Mittel auf Zellulosebasis wiesen keinerlei Probleme auf. Im nachfolgenden Kapitel 4.4.3 soll weiter auf das Anschwemmverhalten von Kieselguren unterschiedlicher Partikelverteilungen und Permeabilitäten eingegangen werden.

Verfahrenstechnik

Durch die Umstellung auf Anströmung mit Bypass konnten durchweg bei allen getesteten Filterkerzen bessere Ergebnisse erzielt werden. Der Bypass war auf ungefähr 10 % der Filtratleistung eingestellt.

Der gravierendste Unterschied bestand darin, dass der Flaschenhalseffekt am oberen Ende der Kerzen eliminiert werden konnte. Es zeigten sich völlig homogen angeschwemmte Filterelemente mit gleicher Trubdicke auf der ganzen Elementlänge. Die Homogenität der Anschwemmung konnte mit einer Messung der Partikelgrößenverteilung von drei Proben von

einer angeschwemmten Kerze nachgewiesen werden. Abbildung 4.23 zeigt die Partikelgrößenverteilung von drei Proben (oben, mitte, unten).

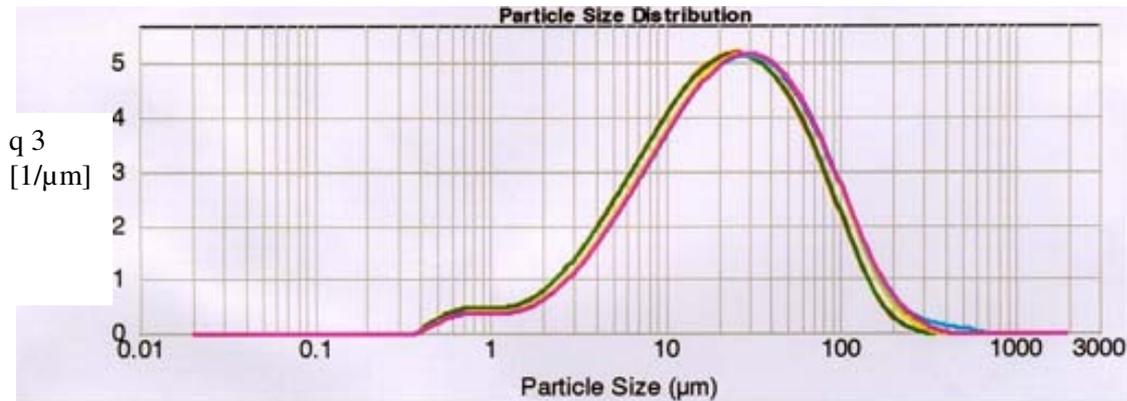


Abbildung 4.23: Partikelgrößenverteilung von drei Proben (oben, mitte, unten) von einer mit Bypass angeströmten TFS-Kerze

Die Verteilung weist fast drei identische Kurvenverläufe auf, ein Beweis dafür, dass die Anschwemmung entlang der Kerze völlig gleichmäßig ist. Folge davon war eine erhöhte Stabilität des Filterkuchens. Waren die Kerzen mit Bypass angeschwemmt, konnte der Glaszylinder durchweg ohne Abrutschen des unteren Teils der Anschwemmung entleert werden. Eine weitere Folge des homogenen Filterkuchens ist die gleiche Permeabilität des Filterkuchens über die gesamte Kerzenlänge; damit ist gewährleistet, dass an jeder Stelle der Kerze gleich viel Filtrat abfließt.^{1, 2, 3, 4, 5}

4.3.3 Voranschwemmung in Theorie und Praxis

Dem Filtermittel kommt in der Anschwemmfiltration eine gewichtige Bedeutung zu. Zum einen soll die Porosität für eine optimale Rückspülbarkeit oder Reinigung genügend groß sein, zum anderen muss sie für einen mehr oder weniger vollständigen Rückhalt von Trub- und Filterhilfsmittel möglichst klein sein. Die Poren-, Spalt- oder Maschenweite ist für einen ausreichenden Brückenaufbau auf das eingesetzte Filterhilfsmittel, insbesondere seiner Partikelgrößenverteilung abzustimmen.

In der Bierfiltration wird auf das Filtermittel eine Voranschwemmung mit filtriertem Bier oder Wasser (meist entgastem Wasser) aufgetragen, ehe die eigentliche Filtration beginnt. Die

¹ Hahn et al. (2002), S. 24-29.

² Hahn et al. (2001), S. 166-171.

³ Hahn et al. (2001), S. 892-897.

⁴ Hahn et al. (2001), S. 49-52.

⁵ Hahn et al. (2002), S. 42-44.

gewünschte Trennschärfe wird durch den Filterkuchenaufbau (Mischung geeigneter Filterhilfsmittel) eingestellt, die Filtration führt also das Filterhilfsmittel, nicht das Filtermittel durch. Um einen optimalen Filterkuchen aufzubauen, ist die erste Schicht Filterhilfsmittel entscheidend. Betrachtet man die Korngrößenverteilungen von verschiedenen Kieselguren im Anhang, Abbildung A.7, so erkennt man, dass Partikel mit Größen von $1\ \mu\text{m}$ bis ca. $60\ \mu\text{m}$ vorliegen. Für einen ausreichenden Brückenaufbau, wie in Abbildung 4.24 zu sehen, lagern sich zuerst die größeren Partikel an die Spalten und verkeilen sich; es wird über den Spalten eine Brücke aufgebaut, die mit kleineren Partikeln aufgefüllt wird.

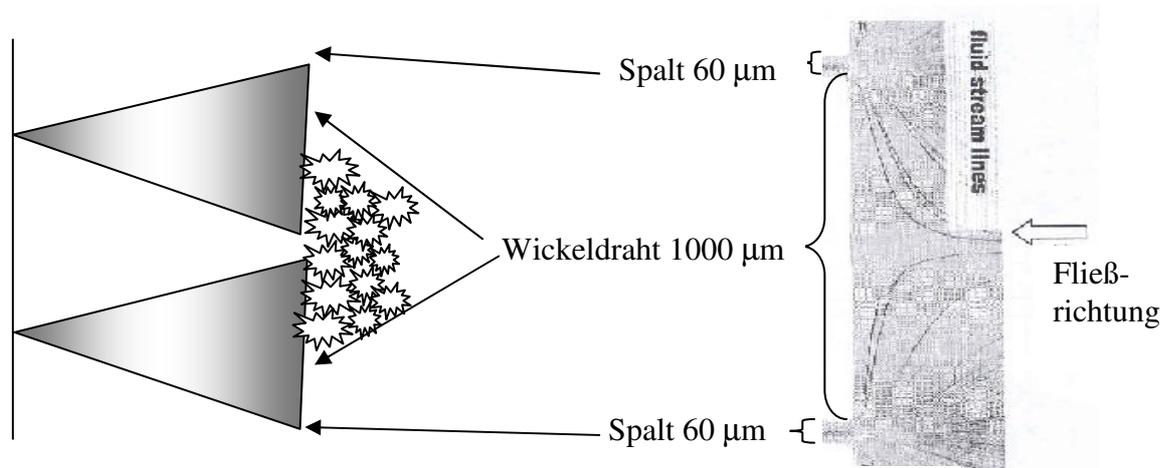


Abbildung 4.24: Voranschwemmung: Brückenaufbau über einem Spalt und Umlenkung der Strömungslinien

So erscheint ein Spaltabstand von $60\ \mu\text{m}$ geeignet, um einen Brückenaufbau zu ermöglichen und rückstandsfrei gespült werden zu können.

Der Voranschwemmung kommt neben der Brückenbildung eine weitere wichtige Aufgabe zu. Die auf das Filtermedium treffenden Strömungslinien müssen auf der Wickeldrahtbreite zum Spalt hin umgelenkt werden (siehe Abbildung 4.24). Um hier eine Vergleichmäßigung der Strömung zu erreichen, ist eine bestimmte Anschwemmdicke erforderlich. Aus der Strömungsmechanik ist bekannt, dass ca. 3 mal die Drahtbreite ausreichend ist, um eine gleichmäßige Strömung durch die Spalten zu erzielen. Ist die Drahtbreite zu 1 mm gegeben, so sollte eine Trubdicke von 3 mm voranschwemmt werden. Wird Kieselgur verwendet, so ergibt sich eine Voranschwemmung von $1200\ \text{g/m}^2$. Führt man die Überlegung weiter und wählt den Draht dünner, kann theoretisch die Kieselgurmenge für eine ausreichende Voranschwemmung verringert werden. Versuche im Technikumsmaßstab bestätigen dies. Ein Wickelelement mit einer Drahtbreite von $0,75\ \text{mm}$ zeigte bei einer Anschwemmung von $900\ \text{g/m}^2$ die gleichen Ergebnisse bezüglich Anschwemmverhalten, Brückenaufbau und

Trübungsverlauf wie die Vergleichskerze mit einem 1 mm Draht. Nachteilig wirkte sich der dünnere Draht auf die Stabilität und Spaltweitentoleranzen aus. Um aber auch bei sehr langen Filterelementen bis zu 2400 mm dies gewährleisten zu können, wurde der 1 mm Wickeldraht beibehalten.

Folgende Abbildung 4.25 zeigt, dass der Brückenaufbau schon nach ca. 100 g/m² Kieselgur abgeschlossen ist. Es ist ersichtlich, dass nach 100 g/m² grober Gur nur die Spalten mit Kieselgur belegt sind, die 90°-Trübung aber schon unter 0,2 EBC und die 25°-Trübung unter 0,4 abgefallen ist. Eine weitere Zugabe von grober, weißer Gur bis zu 600 g/m² dient nur noch dem Aufbau einer „Drainageschicht“ über dem Wickeldraht. Erst die Zugabe von feinerer, brauner Gur bei 900 –1200 g/m² füllen die vorher gebildeten Brücken und Poren mit kleineren Partikeln auf und sorgen nochmals für einen merklichen Trübungsabfall.

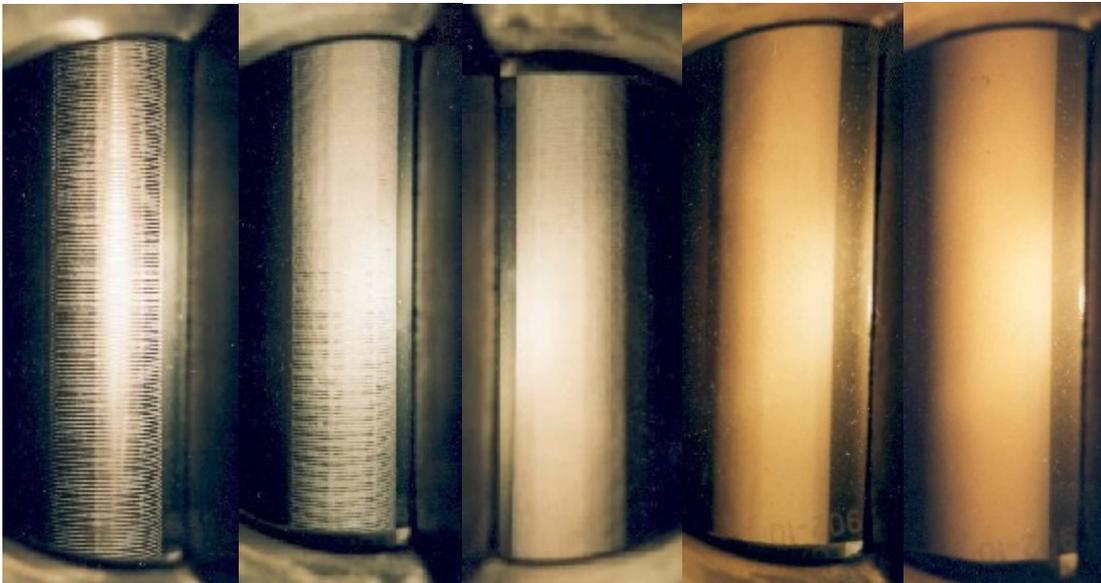


Abbildung 4.25: Voranschwemmung: 100 g/m², 300 g/m², 600 g/m², 900 g/m², 1200 g/m² (von links)

Die Voranschwemmung vergleichmäßig nicht nur die Strömung am Spalt und über dem Wickeldraht, sondern entlang dem kompletten Filterelement. In einem Versuch am Filterversuchsstand konnte gezeigt werden, dass am blanken Filterelement der Durchfluss durch das Element entlang der Kerze nicht konstant ist. Vielmehr hat sich verdeutlicht, dass die Strömungsgeschwindigkeit im Unfiltratraum vom Einlaufverteiler bis ans obere Ende der Kerzen ziemlich konstant bleibt und erst auf den letzten 100 mm die Strömungsgeschwindigkeit abfällt; es findet also erst hier ein Durchfluss durch die Kerzen statt. Bringt man eine Schicht Voranschwemmung auf die Kerze auf, stellt sich der erwartete konstante Durchfluss an jeder Stelle des Elementes ein; es herrscht auf der Unfiltratseite ein

konstanter Geschwindigkeitsabfall entlang dem Element. Nachgewiesen wurde dies mit einem Farbversuch. Als Material wurde verwendet:

Material: Versuchsstand
 Durchflussmesser (Endress+Hauser, Promag 53)
 Rote-Bete-Saft
 1000 ml Messzylinder
 Stoppuhr

Es wurde eine Farbwolke eingebracht und die Zeit für die Wegstrecke von unten nach oben gemessen; daraus lässt sich die Geschwindigkeit im Unfiltratraum entlang dem Element nach folgender Formel errechnen:

$$v = \frac{\Delta s}{\Delta t} \quad (34)$$

Im Anhang in Abbildung A.13 ist der Plexiglaszylinder mit einer Kerze zu sehen, indem eine Farbwolke nach oben steigt. Nachfolgende Abbildungen zeigen die theoretisch erwarteten und die gemessenen Strömungsgeschwindigkeitsverteilungen entlang einer blanken und einer angeschwemmten Kerze. Die gemessenen Werte wurden mit einem Konfidenzintervall bei einer Irrtumswahrscheinlichkeit von $\alpha = 0,05$ und einem Stichprobenumfang von fünf dargestellt. Der Versuchsstand hatte kurz vor dem Einlauf einen 90°-Krümmer, der zu Turbulenzen am Kerzenanfang führte und eine Messung dort nicht möglich machte.

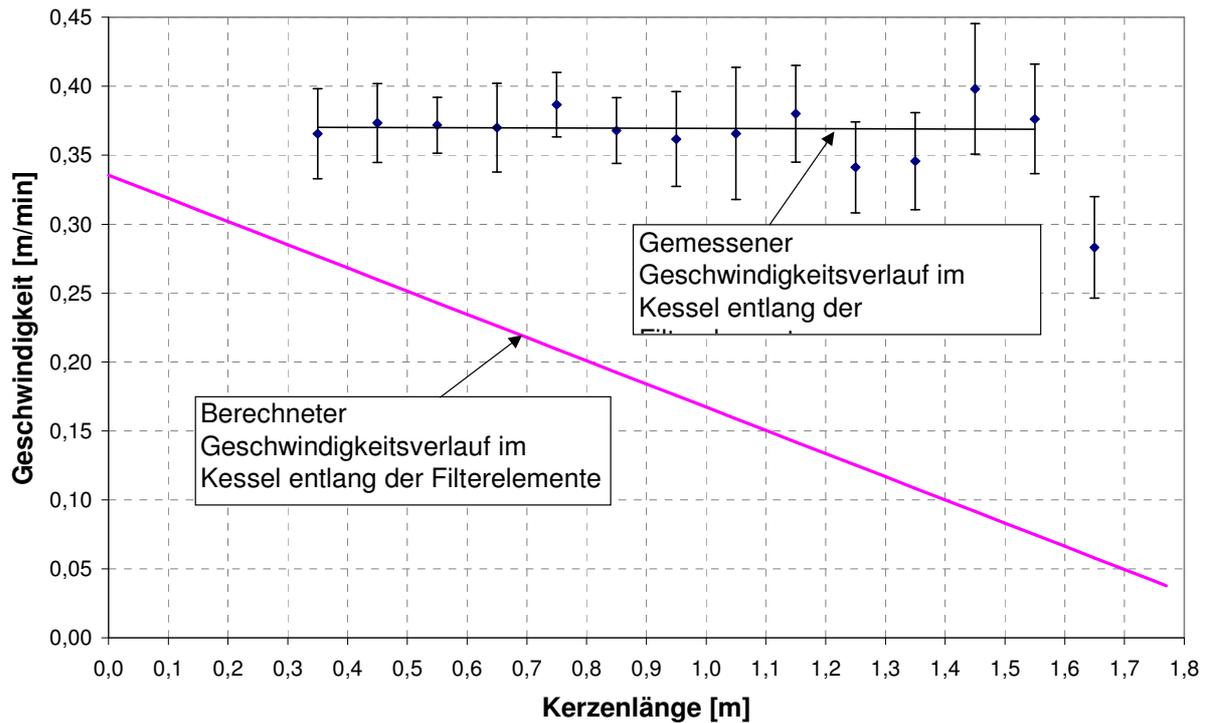


Abbildung 4.26: Geschwindigkeitsverteilung am blanken Filterelement

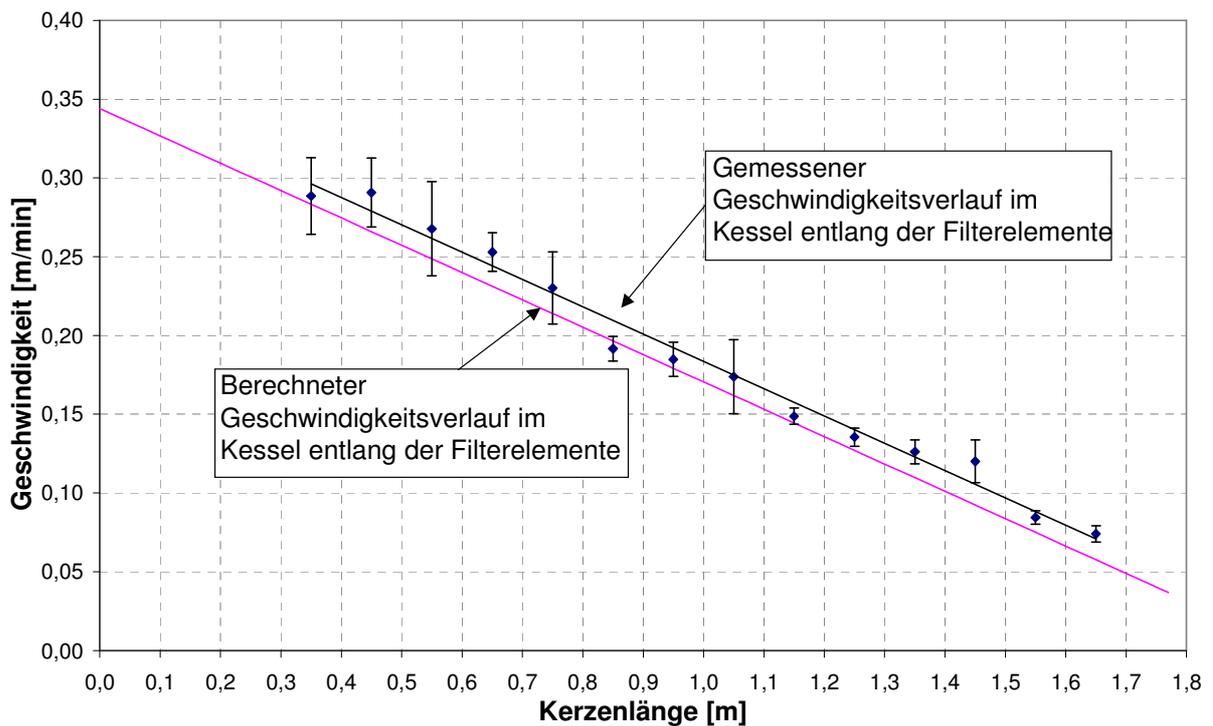


Abbildung 4.27: Geschwindigkeitsverteilung am vorangeschwemmten Filterelement

Es wird ersichtlich, dass die Strömungsverteilung am blanken Filterelement nicht der theoretisch angenommenen entspricht, erst nach einer Anschwemmung gleicht sich der gemessene Geschwindigkeitsverlauf dem berechneten an.

Zu begründen ist dies mit dem Druckabfall im Filtratraum der Kerze, am Filterelement und an der Voranschwemmung. Ist die Kerze blank, ist der Druckabfall in der Kerze größer als am

Wickelement (0,04 bar). Das Filterhilfsmittel steigt bis ans obere Ende der Kerze und lagert sich erst dort an. Ohne Anschwemmung ist der Druckverlust in der Kerze viel größer als am Kerzenmantel = Filtermittel. Diese Folgerung wird durch das Betrachten der Kerzengeometrie bestätigt. Die Kerze hat ein Innenrohr mit einem Durchmesser von 23 mm, so dass eine freie Durchgangsfläche von 280 mm^2 im Ringspalt resultiert. Das Filtermittel besteht aus Wicklungen mit einer Drahtstärke von 1 mm und einem Abstand von $60 \mu\text{m}$. Eine freie Durchgangsfläche von 280 mm^2 wird hier schon nach ca. 50 mm Kerzenlänge erreicht. Durch den Brückenaufbau auf den Spalten wird ein genügender Druckabfall an der Voranschwemmung (0,09 bar, wobei hier die 0,04 bar vom Filtermittel selbst sind) erzeugt, so dass sich die Kieselguranlagerung immer weiter nach unten fortsetzt. Ist die komplette Kerze mit Kieselgur bedeckt, stellt sich der homogene Durchfluss entlang der Kerze ein.

Wird die Voranschwemmung zu schnell eingebracht (deutlich unter 10 Minuten), steigt sie am blanken Element empor und lagert sich oben an der Kerze an. Hat sich dort der Druckabfall an der Anschwemmung eingestellt, ist keine Kieselgur mehr für eine komplette Bedeckung nach unten hin vorhanden. Es zeigen sich dann gravierende Anschwemmfehler; so haben sich an den oberen Stellen der Kerzen dicke Ablagerungen gebildet, während unten kaum Kieselgur die Kerze bedeckt. Den Abbildungen 4.26 und 4.27 ist zu entnehmen, dass bereits vier Minuten für den Transport des Filterhilfsmittels ans obere Kerzenende benötigt werden; für den Aufbau der ersten Filterhilfsmittelschicht nach unten hin wird ebenfalls eine gewisse Zeit benötigt. So ist es unbedingt erforderlich, die Dosage der ersten Voranschwemmung auf mindestens 10 Minuten auszudehnen. Bei der zweiten Voranschwemmung spielt die Zeit keine entscheidende Rolle mehr, da hier das Filtermittel gleichmäßig durchströmt wird.

Hier wird schon ersichtlich, welche herausragende Rolle der Voranschwemmung bei der Bierfiltration mit Filterhilfsmitteln zukommt.

4.4 Konstruktion

Filterkessel

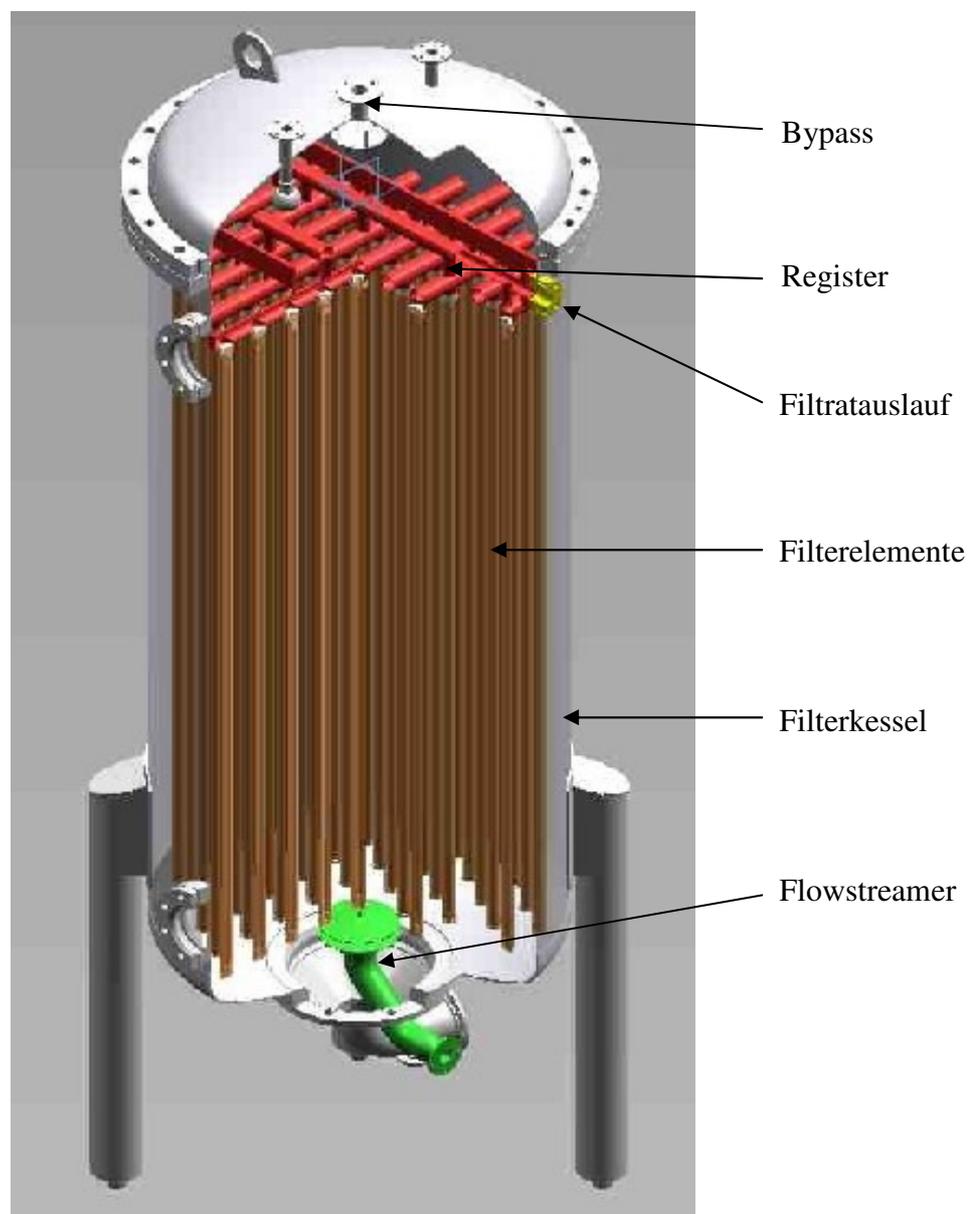


Abbildung 4.28: TFS-Filtermodell

Als oberer und unterer Abschluss wird ein Klöpperboden verwendet, wobei der untere direkt mit der Zarge verschweißt und der obere über ein Flanschverbindung aufgesetzt ist. Im unteren Boden ist ein Auslaufkonus angeflanscht, der im untersten Punkt in die Kieselguraustragsleitung mündet. Seitlich wird in den Konus die Unfiltratzuleitung gesetzt, die im Kessel mit dem Flowstreamer als Einlaufverteilersystem endet. Für einen schwankungsfreien Stand sorgen vier Füße, die an die Kesselzarge angeschweißt sind. Dort sind am oberen und unteren Filterelementende zwei Schaugläser für eine visuelle Kontrolle der Anschwemmung gesetzt. Das Register mit den angeschraubten Filterelementen ist auf vier

Auflagepunkte fixiert, die an der Zarge angeschweißt sind. Im oberen Klöpperboden befindet sich am höchsten Punkt der Auslauf für den Bypass mit einer kleinen Prallscheibe als Einlaufverteiler. Des weiteren sind zwei bis drei Einläufe für Sprühköpfe zur Behälterreinigung eingebaut und außen zwei Ösen zur Deckelabhebung verschweißt. In Abbildung 4.29 sind drei Blockflansche als Filtratausläufe zu sehen. Zur Fixierung des Behälterflansches sind am Umfang Klammerschrauben angebracht. Gestrichelt eingezeichnet ist das Register als Seitenansicht zu erkennen.

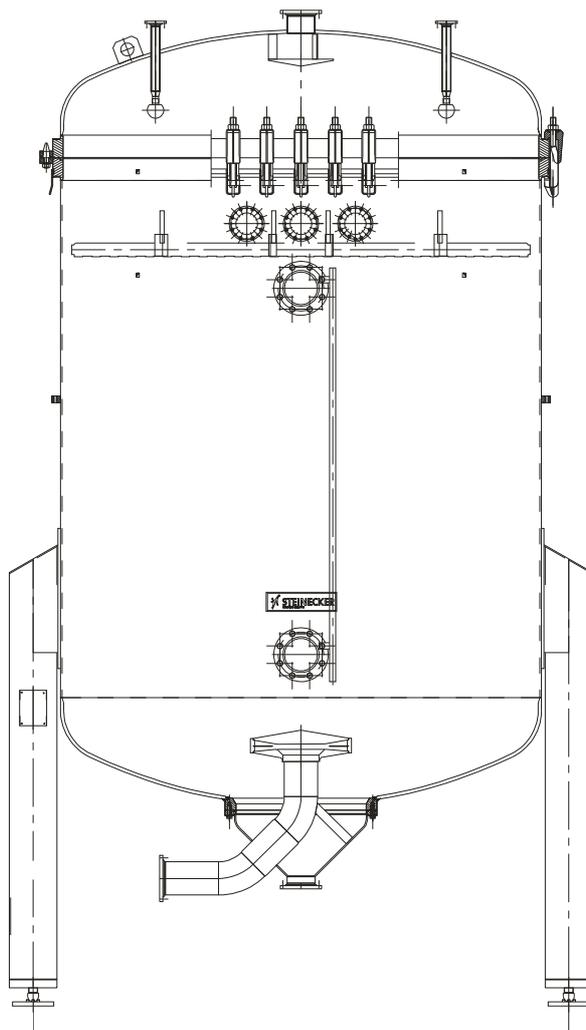


Abbildung 4.29: TFS-Filter

Die Filterkessel werden auf einen zulässigen Überdruck von 9 bar berechnet und ausgelegt.

Register

Die Sammelrohre mit den Anschlussstücken für die Filterelemente sind auf eine Rohrgeschwindigkeit kleiner 1,5 m/s ausgelegt. Diese Vorgabe resultiert aus einem einzuhaltenen kleinen Druckverlust in der Rohrleitung, um den Filtratabfluss aus den einzelnen Filterelementen nicht zu behindern; es muss aus jedem Element der gleiche

Volumenstrom abgeführt werden. So ist es zwingend erforderlich, den größten Druckverlust am Elementauslauf zu erzeugen. Die Register werden bis zu einem Durchmesser von 2200 mm gefertigt; dies ergibt so eine maximale Sammelrohrlänge von 2100 mm mit 26 Filterelementen mit der maximalen Länge von 2400 mm. Bei einer Auslegung von 7,5 hl/m²h für einen Kieselgurfilter ist dabei ein Volumenstrom von 48,5 hl/h zu erwarten; bei einem gegebenen Innendurchmesser im Sammelrohr resultiert eine Strömungsgeschwindigkeit von < 1,1 m/s. Da der Ablauf aus dem Sammelrohr in das Filtratauslaufrohr etwa in der Mitte des Sammelrohres sitzt, ist nur mit der Hälfte des Volumenstromes und der Geschwindigkeit zu rechnen. So kann mit einer Geschwindigkeit von 0,5 m/s eine Druckverlustabschätzung gemacht werden. Dies ist für die Auslegung des größten Sammelrohres gerechnet. Damit können die Sammelrohre immer mit dem gleichen Innendurchmesser ausgelegt werden. Berechnet man die Reynoldszahl für die Rohrströmung nach

$$\text{Re} = \frac{\bar{v} * d}{\nu} \quad (35)$$

mit den Größen \bar{v} (mittlere Geschwindigkeit im Rohr) = 0,53 m/s, d (Rohrinnendurchmesser) = 40 mm und ν (kinematische Viskosität von Bier bei 5°C) = 2,78 10⁻⁶ m²/s zu $\text{Re} = 7625$, ist zu ersehen, dass eine turbulente Rohrströmung vorliegt. Diese Betrachtung wird unter der Annahme gemacht, dass der Volumenstrom in der Rohrleitung konstant ist. In der Realität ist dieser aber veränderlich, da durch die Aneinanderreihung von Filterelementen ein steter Zufluss von Filtrat in das Sammelrohr vorliegt. Zur Abschätzung des Druckverlustes in der Sammelrohrleitung wird nach folgender Formel gerechnet:

$$\Delta p_v = \lambda * \frac{L}{d} * \frac{\varphi}{2} * \bar{v}^2 \quad \text{mit} \quad \lambda = \frac{0,316}{\sqrt[4]{\text{Re}}} \quad (\text{Ansatz nach BLASIUS für hydraulisch glatte Rohre und einer Reynoldszahl} < 10^5) \quad (36)$$

Der Druckverlust im Sammelrohr liegt bei einer mittleren Rohrgeschwindigkeit $\bar{v} = 0,53$ m/s, einer Dichte $\varphi = 1020$ kg/m³, einer Rohrlänge $L = 1050$ mm, einem Durchmesser $d = 40$ mm und einem Reibungsbeiwert $\lambda = 0,0338$ bei 1,27 mbar oder 127 Pa.

Der Druckverlust am Filterelementaustritt lässt sich nur abschätzen, da eine Berechnung durch die Zusammenführung der acht Querbohrungen in den Elementaustritt nur schwer aufstellbar ist. Eine CFD-Analyse mit angenommenen geometrischen und technologischen Werten hat ergeben, dass die Strömungsgeschwindigkeiten in den Querbohrungen und im Filtratauslauf des Filterelementes um ca. eine Zehnerpotenz höher liegen als die Strömungsgeschwindigkeit im Ringkanal. Die Strömungsgeschwindigkeit im Sammelrohr liegt ebenfalls eine Zehnerpotenz niedriger als im Filterelementaustritt. Abbildungen A.14

und A.15 im Anhang verdeutlichen dies mit unterschiedlich gefärbten Zonen. Der Filterelementaustritt stellt so den erwünschten Flaschenhals dar; der Druckverlust am Austritt der einzelnen Filterelemente in die Sammelrohre ist demnach größer als der Druckverlust in den Sammelrohren selbst. Abbildung A.16 im Anhang zeigt, dass die Druckverteilung in den einzelnen Sammelrohren zueinander etwas unterschiedlich ist. Die äußeren Sammelrohre zeigen den kleinsten Druckverlust; mit zunehmendem Volumenstrom zur Mitte des Registers hin (Zufluss der einzelnen Filterelemente) steigt der Druckverlust an. In den längsten Sammelrohren in der Mitte des Registers treten auf Grund der höchsten Volumenströme die größten Druckverluste auf. Beeinflusst wird die Druckverlustverteilung in den Sammelrohren durch die zunehmende Geschwindigkeit in den beiden Filtratauslaufleitungen zum Behälterauslauf hin (Zusammenführung der beiden Filtratauslaufleitungen in eine Filtratleitung).

Die Druckverlustunterschiede in den einzelnen Sammelrohren sind fünfmal kleiner als der Druckverlust der ersten Voranschwemmung. So gleicht die erste Voranschwemmung die geringfügig unterschiedlichen Ausflussbedingungen der Filterelemente wieder aus; nach der Voranschwemmung ist aus jedem Filterelement der gleiche Volumenstrom zu erwarten. Auch ist der oben rechnerisch ermittelte Druckverlust in dem längsten Sammelrohr wesentlich kleiner als der Gesamtdruckverlust im Register. Die CFD-Analyse zeigt somit, dass die Registerverrohrung richtig dimensioniert ist und ein einwandfreier Filtratablauf gewährleistet ist.

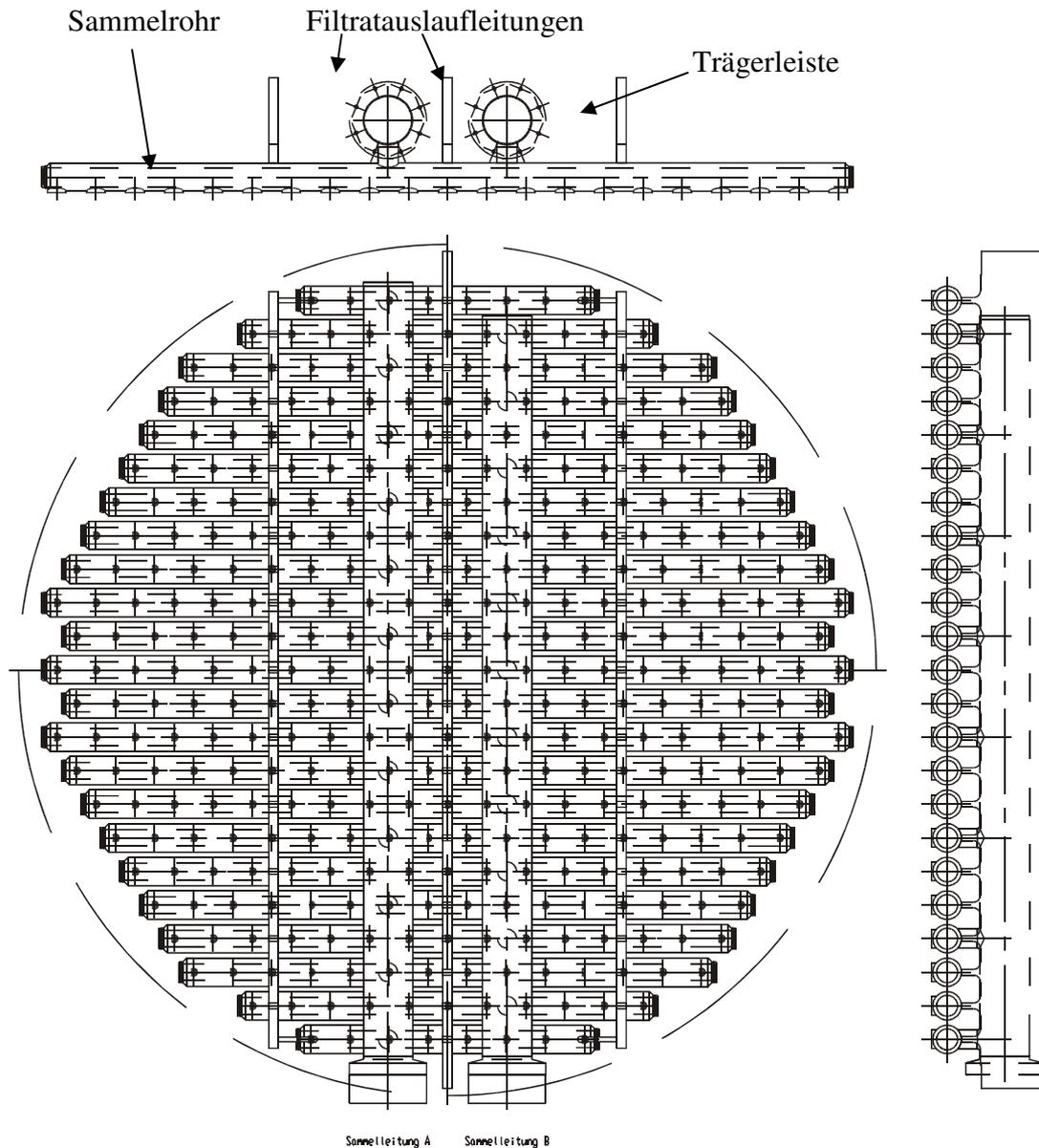


Abbildung 4.30: Register mit zwei Filtratausläufen in der Drauf- und Seitenansicht

Eine genügend dicke Wandstärke gewährleistet eine Gewindelänge zum Einschrauben der Filterelemente, die der größtmöglichen Last (längste Filterelemente, maximales Trubvolumen, leerer Filterkessel) standhält.

Die Entwicklung der Sammelrohre zeigte mehrere Stufen. Die Sammelrohre des Register-Prototyps (Abbildung A.17 im Anhang) sind aus einem U-Profil mit aufgeschweißtem Flachmaterial für die Gewinde ausgeführt. Aus kosten- und fertigungstechnischen Gründen wurde für eine Serienfertigung auf ein dickwandiges (Wandstärke 10 mm) Edelstahlrohr mit den geforderten Rauigkeitswerten R_A umgestellt. Um eine entsprechende Gewindelänge zu erreichen und dabei durch zu dicke Rohre (große Wandstärken) den Abstand zwischen den

Sammelrohren nicht zu klein werden zu lassen, sind an der Unterseite Rundmaterialien aufgeschweißt. Abbildung 4.31 zeigt den Querschnitt eines Sammelrohres mit dem Innengewinde.



Abbildung 4.31: Sammelrohr mit Gewinde für Filterelement – Querschnitt

Auch hier führte der Mehraufwand für die Aufschweißung der Rundmaterialien (bei großen Registern bis 537 Stück) zu einer Weiterentwicklung. In ein Rohr mit einer noch größeren Wandstärke können ohne zusätzliche „Wandstärkenvergrößerung“ die erforderlichen Gewindelängen gesetzt werden. Um aber einen genügenden Abstand zwischen den parallel liegenden Sammelrohren zu gewährleisten, werden diese Rohre im Außendurchmesser auf drei Seiten gefräst. Es kann so auf Schweißarbeit verzichtet werden. Dies hat zusätzlich den Vorteil, dass bedingt durch den großen Wärmeeintrag durch das Schweißen, kein Verzug in Kauf genommen werden muss. Eine Ausrichtung für eine plane Unterseite für das Einschrauben der Filterelemente und vor allem für die Abdichtung von Filterelementoberseite und Register wird somit erleichtert.

Um Verformungen durch den Lasteintrag am Register zu vermeiden, wurden Spannungsanalysen für verschiedene Lastfälle angefertigt. Abbildung 4.32 zeigt Spannungen am Register bei einem Lastfall von 160 N pro Bohrung. Sind die längsten Filterelemente mit 2400 mm eingesetzt, ist bei Vollbeladung mit einer maximalen Last von 90 N pro Bohrung zu rechnen. Es wird ersichtlich, dass die zulässige Spannung von 90 N/mm² für 1.4301-Edelstahl bei dynamischer Belastung weit unterschritten wird. So sind auch die zu erwartenden Verformungen am Register zu vernachlässigen.

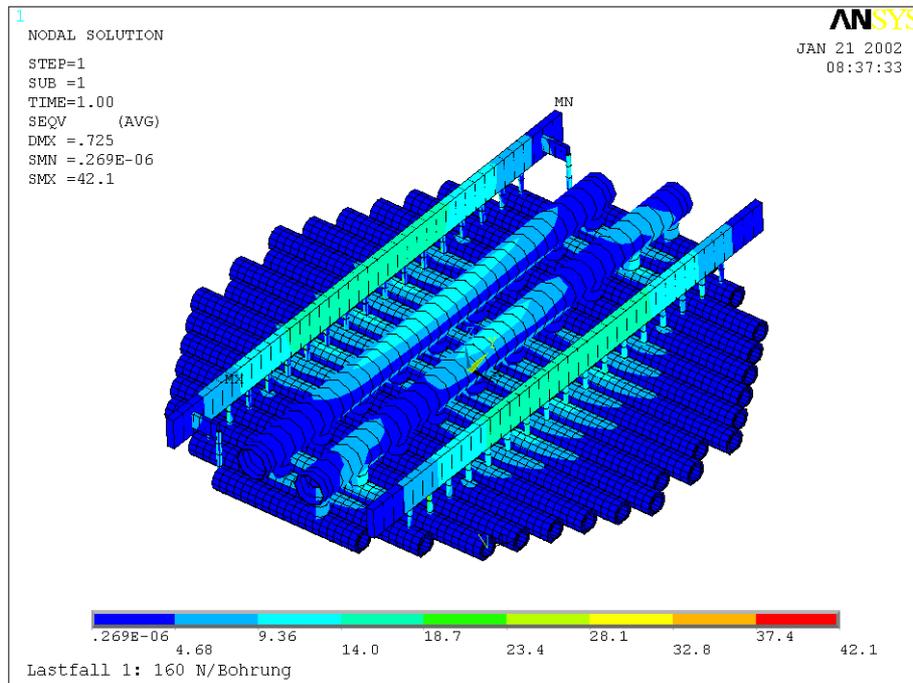


Abbildung 4.32: Spannungsanalyse eines Register

Der Abstand der Sammelrohre zueinander wird vom Lochteilungsmaß und damit dem Trubraum bestimmt. Die Filterelemente sind in einer Dreiecksteilung angeordnet. Je nach Größe des benötigten Trubraumes wird der Abstand zwischen den Filterelementen in einem Bereich von 79-82 mm für einen Kieselgurfilter und 92 mm für einen PVPP-Stabilisierfilter variiert. Mit dem Abstand der Filterelemente zueinander wird auch der Abstand der Sammelrohre bestimmt; damit ist ein minimaler Abstand gegeben, um noch genügend freie Durchgangsfläche zum Durchströmen des Registers zu gewährleisten.

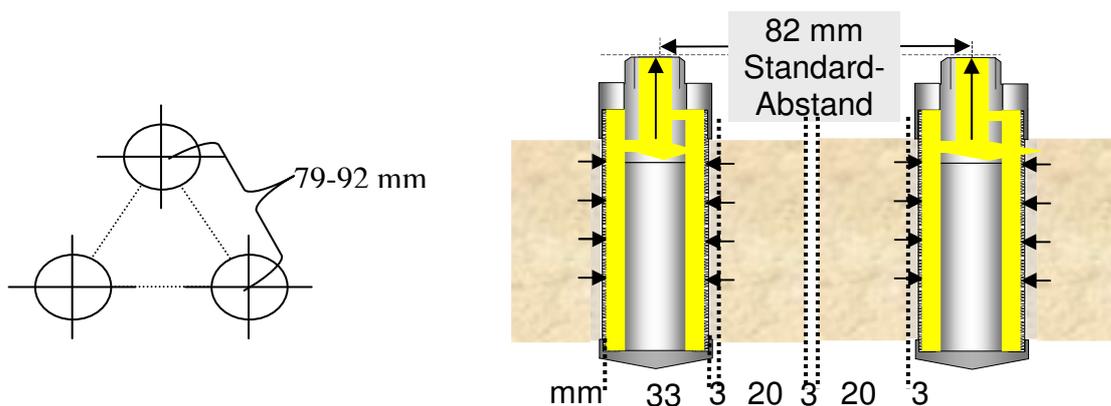


Abbildung 4.33: Anordnung von vertikalen Filterelementen – Dreiecksteilung

Bei einem Standard-Abstand D_{TL} von 82 mm beim Kieselgurfilter ergibt sich bei einem Sicherheitsabstand e von 3 mm zwischen den Filterelementen – Filterelemente dürfen sich bei

maximaler Kieselgurbelastung nicht berühren – eine maximale Anschwemmdicke von 23 mm; es ist hier eine Anschwemmdicke von 3 mm für die Voranschwemmung zu berücksichtigen. Für den Stabilisierfilter wird ein Standardlochteilungsmaß von 100 mm verwendet. Dies resultiert aus dem größeren Nassvolumen von PVPP und einer Auslegung des Stabilisierfilters auf die maximal zu erwartende Chargengröße des Kieselgurfilters.

Der Trubraum pro Quadratmeter Filterfläche lässt sich bei einem Filterelementdurchmesser D_{FE} von 33 mm nach folgender Formel berechnen:

$$V_{Tr} = [(D_{TL} - e)^2 - D_{FE}^2] \frac{\pi}{4} * \frac{1m^2}{D_{FE}\pi} \quad (37)$$

Setzt man die oben angeführten Werte ein, so ergibt sich ein Trubraum von 39,0 l/m². Bei einem Nassvolumen des Kieselgurtrubes von 3,4 l/kg ergibt sich ein Aufnahmevermögen von 11,4 kg/m². Zieht man 1200 g/m² für die Voranschwemmung ab, so verbleiben 10,2 kg/m² Kieselguraufnahmevermögen für die Filtration.

Das Register (Abbildung A.17 im Anhang) für den TFS-Prototypenfilter ist mit einem Lochteilungsmaß von 100 mm konstruiert und besitzt damit einen relativ großen Trubraum (85,4 l/m² oder 25 kg/m²); auch der Abstand der Sammelrohre ist hier relativ groß. Um aber ein günstiges Verhältnis von Filterfläche und Trubraum zu erreichen, ist ein Lochteilungsmaß von 79-82 mm optimal.

Das Register ist über die Filtratausläufe mittels Blockflanschverbindung mit dem Filterkessel verbunden. Es liegt über die Trägerleisten, an denen die einzelnen Sammelrohre befestigt sind, auf vier Auflagepunkten auf; es ist nicht fest eingespannt und kann sich in horizontaler Richtung ausdehnen. Die Blockflansche für die Filtratausläufe sind, wie in Abbildung 4.34 zu sehen, mit einer außen- und innenliegenden Runddichtung ausgeführt.



Abbildung 4.34: Blockflansche mit Runddichtungen

Der dazwischenliegende Raum ist über eine Leckageöffnung (Querbohrung an einem Schraubenloch) gesichert; ist eine der beiden Dichtungen defekt, kommt es zu einem Flüssigkeitsaustritt an der Leckagebohrung.

Je nach Registergröße sind zwei bis drei Filtratauslaufleitungen vorgesehen. Jede Auslaufleitung kann über ein separates Ventil angesteuert werden. Bei der Rückspülung wird der Volumenstrom so vervielfacht; es ist immer nur ein Ventil angesteuert und somit wird immer nur ein Teil des Registers bzw. der Filterelemente gereinigt. Durch wechelseitiges Öffnen der einzelnen Ventile reinigt man mit einem sehr großen Volumenstrom jede Registerpartition.

Twin-Flow: Bypass

Die Größe des Bypassvolumenstromes richtet sich in erster Linie nach der Sinkgeschwindigkeit des eingesetzten Filterhilfsmittels. Sie ist unabhängig vom Filtratvolumenstrom oder von der Leistung des Filters. Als geometrische Größe geht zur Berechnung die freie Durchgangsfläche ein. Diese ist bestimmt vom Kesseldurchmesser D_K abzüglich den aufsummierten (Anzahl der Filterelemente N_{FE}) Filterelement-Durchmessern D_{FE} .

$$A_{frei}^* = \frac{1}{4} \pi (D_K^2 - N_{FE} D_{FE}^2) \quad (38)$$

Im Filtrationsverlauf ist die freie Durchgangsfläche aber veränderlich. Mit dem Dickenwachstum des Trubkuchens d_{Trub} nimmt die Trubfläche A_T zu.

$$A_T = \frac{1}{4} \pi \int_{d_{Trub}=0}^{d_{Trub}=d_{Trub,max}} 2(d_{Trub} + D_{FE}) dd_{Trub} - \frac{D_{FE}^2 \pi}{4} \quad (39)$$

Die freie Durchgangsfläche sinkt dadurch vom Maximalwert A_{frei}^* auf einen Minimalwert ab. Für die Regelung des Bypassvolumenstromes in der Praxis wird jedoch eine Vereinfachung vorgenommen. Anstelle der variablen Trubdicke wird eine mittlere Trubdicke angenommen und so mit nachfolgender Formel der Bypassvolumenstrom errechnet:

$$A_{frei} = \frac{1}{4} \pi \left[D_K^2 - N_{FE} (D_{FE} + 2d_{Trub,m})^2 \right] \quad (40)$$

$$\dot{V} = v_{sink} * A_{frei} \quad (41)$$

In der Praxis hat sich eine mittlere Trubdicke $d_{Trub,m}$ von 15 mm bei einer maximalen Trubdicke $d_{Trub,max}$ von 23 mm und einem Sicherheitsabstand e von 3 mm für die Berechnung des Bypassvolumenstromes als günstig erwiesen. Wie in Kapitel 4.4.1 dargestellt, können als Sinkgeschwindigkeit für verschiedene Filterhilfsmittel folgende Werte verwendet werden, wobei der angegebene Wert bei ca. 95 % der Verteilung abgelesen wurde; d.h. mit dieser Sinkgeschwindigkeit sind 95 % aller Partikel der vorliegenden Partikelverteilung erfasst:

Tabelle 4.1: Sinkgeschwindigkeiten und dazugehörige Partikelgrößen von verschiedenen Filterhilfsmitteln abgelesen bei 95 % der Verteilung

Filterhilfsmittel	Eigenschaft	Sinkgeschwindigkeit [mm/s]	Partikelgröße [µm]
Celite 512	Kieselgur mittel	1,11	40
Celite Standard	Kieselgur mittel	1,1	40,3
Celite Hyflo	Kieselgur grob	1,67	49,4
Celite Filtercell	Kieselgur fein	0,9	36,4
FP 1 SL	Kieselgur fein	0,73	33,5
FP 4	Kieselgur mittel	0,87	37,3
FW 14	Kieselgur grob	1,8	48,3
Hydrogel	Eiweißstabilisierungsmittel	1,0	71,1
Hydr. Xerogel	Eiweißstabilisierungsmittel	0,61	42,3
Xerogel	Eiweißstabilisierungsmittel	1,66	51,2
Harbolite 635	Perlit	1,8	49,3
PVPP verloren	Gerbstoffstabilisierungsmittel	0,17	32,2
PVPP regenerierbar	Gerbstoffstabilisierungsmittel	1,7	103,1
Luvocell	Cellulose	1,9	71,7
Arbocell	Cellulose	1,8	77,6
JRS Fein 2	Alternatives FHM	0,71	45,9

Als veränderliche Größen gehen in die Berechnung des Bypassvolumenstromes die geometrischen Größen Kesseldurchmesser D_K und Anzahl der Filterelemente N_{FE} ein. Um gerade bei der Voranschwemmung eine optimale Verteilung der Filterhilfsmittelpartikel zu erreichen, wird der Filter hier mit 150% seiner Nennleistung gefahren. So werden durch vermehrte Turbulenzerzeugung die Partikel möglichst rasch zu den Filterelementen transportiert, um die Brückenbildung zu beschleunigen.

Der Bypass erfüllt außer dem Transport von Filterhilfsmittel- und Trubpartikel im Filterkessel eine weitere Funktion. Wird ein Medium mit einem anderen verdrängt, entsteht bei klassischen Kerzenfiltern eine Vermischung der beiden Medien. Der Ausschub erfolgt hier über die Filterelemente. Wird aber beim TFS der Bypass für den Ausschub genutzt, erfolgt mittels einer vom Einlaufverteiler erzeugten Kolbenströmung eine nahezu vollständige Medientrennung. Medium 1 wird so mit Medium 2 ohne große Vermischungszone verdrängt. Je nach Anlage wird dies für die Vorlaufabtrennung oder für den Sterilwasserausschub mit

entgastem Wasser genutzt. Es ist darauf zu achten, dass für eine optimale Kolbenströmung „leichteres“ Medium mit „schwererem“ verdrängt werden soll. Im Falle der Vorlaufabtrennung wird entgastes Wasser mit einer Temperatur von 8-20°C mit Unfiltrat (-1°C)-(+5°C) verdrängt, im zweiten Fall nach der Sterilisation das heiße Sterilwasser (85°C) mit entgastem Wasser. Der Dichteunterschied der jeweiligen Medien führt dabei zu einer optimalen Ausbildung einer Kolbenströmung.

Flowstreamer

Der Flowstreamer sorgt für eine Verlangsamung der Strömungsgeschwindigkeit und erzeugt eine Kolbenströmung im Filterkessel.

Eine Erweiterung der Rohrnennweite vor dem Kesseleinlauf reduziert die Strömungsgeschwindigkeit um ca. 60%. Durch eine geeignete Auswahl der Plattendurchmesser und Abstände zueinander reduziert sich die Strömungsgeschwindigkeit auf ca. 0,3 m/s. Durch die Geometrie des Flowstreamers wird die Strömung um 90° umgelenkt und so in den Filterkessel geschichtet. Ist die Strömungsgeschwindigkeit am Flowstreamer-Austritt richtig gewählt, resultiert eine Kolbenströmung im Filterkessel. Unnötige Verwirbelungen und Turbulenzen durch zu großen Energieeintrag können somit vermieden werden.

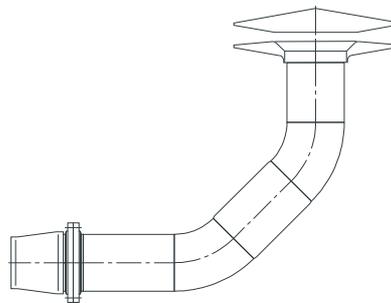


Abbildung 4.35: Flowstreamer

Filterelemente

Das Filterelement ist mehrteilig aufgebaut. Es besteht aus dem Innenrohr mit aufgeschweißtem Endstück mit Konus als unterer Elementabschluss und dem Kopfstück mit Gewinde zum Einschrauben. Das Spaltwickelelement wird separat über das Innenrohr geschoben und mit dem Überwurfring fixiert.

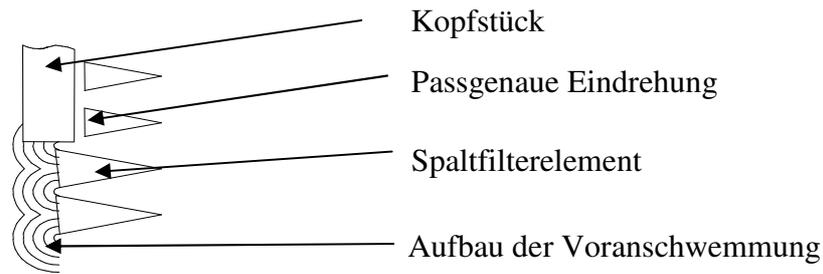


Abbildung 4.36: Übergang Spaltwickелеlement - Hülse

Eine metallische Abdichtung des Spaltwickелеlements zum Überwurfring und zum unteren Endstück basiert auf Passungen am überdrehten Wickелеlement oben und unten. Das Wickелеlement ist lose zwischen dem Überwurfring und dem Endstück eingespannt; es muss somit keine Lasten durch den Trubkuchen aufnehmen, da das Innenrohr als Zuganker fungiert. Hinsichtlich der engen Toleranzen am Spalt des Wickелеlementes ist eine Entlastung von Vorteil. Wird das Filterelement beim erstmaligen Einschrauben oder durch Überladung des Filters mit Kieselgur verbogen, so nimmt diese Verformung das Innenrohr auf; es kommt zu keiner Abweichung der Spaltweiten. Aufgrund des Innenrohres resultiert eine erhöhte statische Steifigkeit des Elementes, was längere Bauweisen erlaubt. Ein weiterer und wohl sehr wichtiger Grund für das Innenrohr ist die patentrechtliche Situation. Da ein Verschweißen der unteren und oberen Hülse mit dem Wickелеlement geschützt ist, musste eine andere Lösung gefunden werden. So wurde das Innenleben der Kerze miteinander verbunden und das Wickелеlement lose eingespannt.

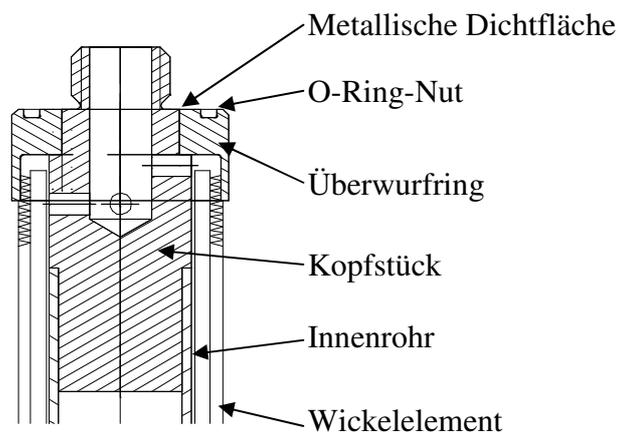


Abbildung 4.37: 3-teiliges Filterelement

Die Abdichtung des Elementes zum Register erfolgt zum einen metallisch, zusätzlich ist ein O-Ring installiert. Dieser wird über eine bestimmte Vorspannkraft mit der Planfläche des Registers eingepresst. Das Element als Ganzes befestigt man mit einem Drehmomentschlüssel über eine Schlüsselweite am Überwurfring am Register. Zwischen dem Innenrohr und dem Spaltwickелеlement entsteht ein Ringkanal. Am Kopfstück sind vier Querbohrungen für eine Filtratableitung und Spülwasserzuleitung zum Ringkanal gesetzt. Eine dieser Bohrungen ist nach oben versetzt, um ein einwandfreies Entlüften des Filterelementes zu gewährleisten. Aus fertigungstechnischen Gründen sind die übrigen Querbohrungen weiter unten angebracht. Die Größe der Querbohrungen ist so gewählt, dass hier der größte Druckverlust auftritt. So wird gewährleistet, dass aus jedem Filterelement der gleiche Filtratvolumenstrom abfließt. Es herrschen also an allen Filterelementen die gleichen Strömungsverhältnisse.

Der umlaufende Wickeldraht ist auf Stützstäben aufgeschweißt, wie in Abbildung 4.38 zu sehen. Die Spalten des Wickelelementes sind $60\ \mu\text{m}$, die Abweichungen für eine optimale Brückenbildung sehr klein gewählt. Am Wickelelement ist der Draht um 3° angestellt; es entsteht so ein Tannenzapfenprofil, das ein Abrutschen des Filterkuchens erschwert und den Brückenaufbau zu Beginn der ersten Voranschwemmung begünstigt.

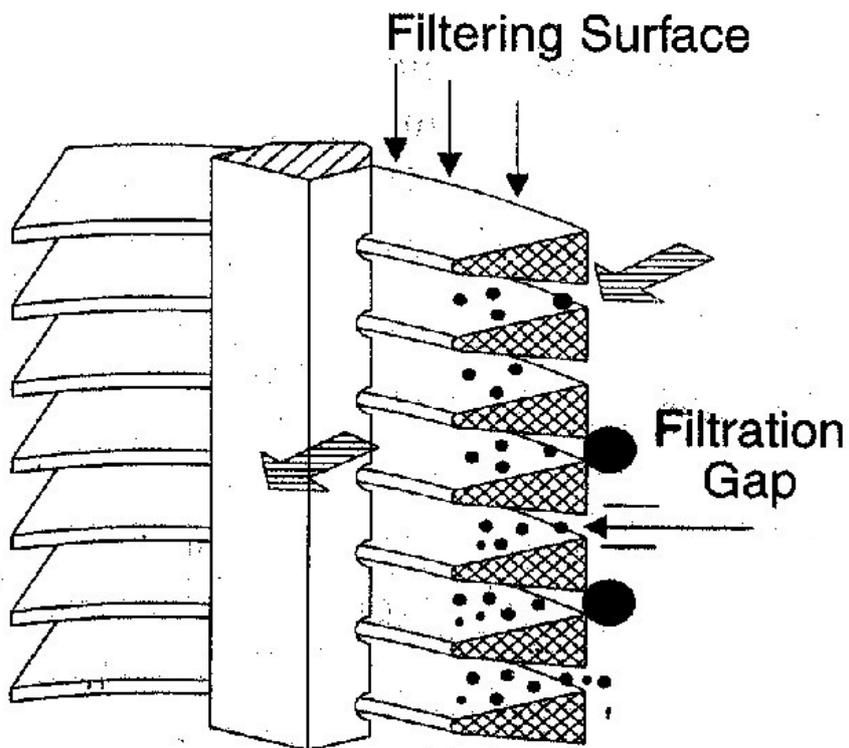


Abbildung 4.38: Ausschnitt aus einem Spaltwickелеlement¹

¹ Ell Ess Engineering (1999), S. 3.

4.5 Verfahrenstechnik

Im folgenden soll die zum TFS-Filter dazugehörige Verfahrenstechnik mit der Einbindung in einen modernen Filterkeller beschrieben werden.

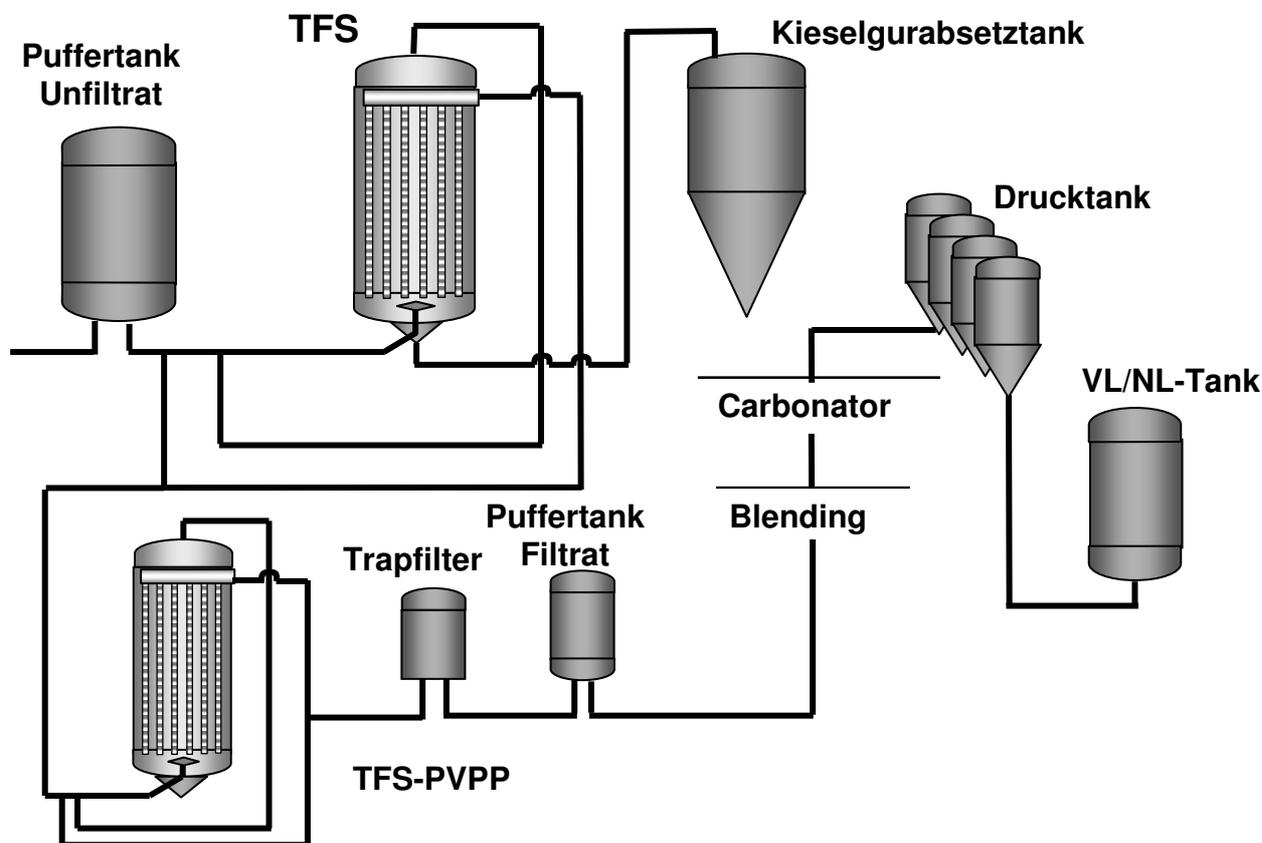


Abbildung 4.39: Einbindung des TFS in einen modernen Filterkeller

Abbildung 4.39 zeigt, wie das Kerzenfiltersystem TFS in einen Filterkeller eingebunden sein kann. Die Peripherie hängt von der jeweiligen Brauerei bzw. Brauereiphilosophie ab und kann hier nicht pauschal dargestellt werden. Wesentlich für den TFS sind die Puffertanks Unfiltrat und Puffertank Filtrat als hydraulische Entkopplung der Filtrationsprozesse von der übrigen Peripherie; es können so Druckstöße und Hefestöße weitgehend vermieden werden.

Grundsätzlich kann der Verfahrensablauf einer Filtration folgendermaßen beschrieben werden.

1. Einbringen der Voranschwemmung (Anhang Abb. A.18)

Das Filtersystem ist mit entgastem Wasser, Kaltwasser oder filtriertem Bier gefüllt und im Kreislauf entlüftet. Die Einbringung der Voranschwemmung erfolgt mit ca. 150 % der Filtrationsleistung und 10 % Bypassleistung, um den Transport gerade der schwereren, größeren Partikel zu begünstigen. Im Kreislauf wird die Voranschwemmung, die vorzugsweise wegen eines geringen Sauerstoffeintrages in

entgastem Wasser angerührt und mit CO₂ begast wird, in ca. 10 Minuten eingebracht. Um möglichst die gesamte Menge an Voranschwemmung an die Filterelemente zu transportieren, erfolgt nach Beendigung der Einbringung eine Zirkulation. Die Voranschwemmung kann in einer oder zwei Etappen erfolgen, abhängig vom gewünschten Filterkuchenaufbau.

2. Vorlaufabtrennen Alternative 1: Vorlauf über Bypass (Anhang Abb. A.19)

Erfolgt die Einbringung der Voranschwemmung in Wasser, muss der Kesselinhalt mit Unfiltrat verdrängt werden. Für die Vorlaufabtrennung über den Bypass kehrt man die Volumenströme um; es werden am Bypass 100 % eingestellt, während über die Filterelemente nur ein kleiner Volumenstrom von 10 % ausreicht, um das Anschwemmwasser auch aus dem gebildeten Filterkuchen zu verdrängen. Die so erzeugte Kolbenströmung schiebt das Anschwemmwasser über den Bypass ohne große Vermischungszone aus. Begünstigt wird die Kolbenströmung durch eine geeignete Dichte- und Temperaturschichtung im Filterkessel; das „schwerere“, kältere Unfiltrat schichtet sich von unten in den Kessel. Der mengenmäßig sehr geringe Vorlauf über die Filterelemente kann ohne merkliche Absenkung der Stammwürze gleich in den Kreislauf zurückgedrückt werden, der Vorlauf über den Bypass bei High Gravity-Verfahren zur kontinuierlichen Stammwürzeabsenkung in den Kreislauf gedrückt werden oder ansonsten in den Puffertank Unfiltrat. Wird mit Kaltwasser angeschwemmt, kann der Vorlauf großzügig auf Gully gefahren werden, bis ein gewünschter Sauerstoff- und Stammwürzewert erreicht ist. Durch die sehr geringe Vermischungszone ist der Vorlauf im Vergleich zum Inhalt des Filterkessels bei nur ca. 20 %.

3. Vorlaufabtrennen Alternative 2: Vorlauf über die Filterelemente (Anhang Abb. A.20)

Wird der Vorlauf über die Filterelemente abgetrennt, ist der Bypass geschlossen. Das Unfiltrat wird von unten über den Einlaufverteiler und über eine Steigleitung von oben in den Kessel geschichtet. Das Wasser/Biergemisch wird über die Filterelemente gewonnen und in einem Vor-/Nachlauf tank gesammelt oder bis zum Erreichen der gewünschten Stammwürze auf Gully gefahren. Durch die relativ große Vermischung ergibt sich so eine Vorlaufmenge von ca. 75 % des Kesselinhaltes.

4. Filtration (Anhang Abb. A.21)

Während der Filtration ist die Größe des Bypasses abhängig vom eingesetzten Filterhilfsmittel, insbesondere von der Sinkgeschwindigkeitsverteilung und demnach unabhängig von der eingestellten Filtrationsleistung. Die spezifische Leistung (hl/m²h)

hängt von der Filtrierbarkeit des Unfiltrates ab und kann beliebig nach unten variiert werden. Durch die Überlagerung der Strömung durch die Filterelemente mit der Bypassströmung ist immer gewährleistet, dass der Stofftransport bis ans obere Kerzenende aufrechterhalten wird und so eine homogene Partikelverteilung am gesamten Filterelement herrscht.

5. Nachlaufabtrennen über Filterelemente (Anhang Abb. A.22)

Das Wasser, bevorzugt entgastes Wasser, wird von unten und oben in den Filterkessel geschichtet und das Wasser/Biergemisch über die Filterelemente gewonnen, der Nachlauf in einem Vor-/Nachlauf tank gesammelt und bei der nächsten Filtration wieder beigedrückt. Durch die schlechtere Schichtung – leichteres, wärmeres Wasser wird in den Kessel von unten geschichtet – ist die Menge des Nachlaufes im Vergleich zum Vorlauf größer (ca. 120% vom Kesselinhalt).

Alternativ kann der Filterkessel mit CO₂ leergedrückt werden und das Unfiltrat zurück in den Lagerkeller oder den Puffertank Unfiltrat verdrängt werden, um eine Vermischung mit Wasser zu vermeiden. Nachteilig wirkt sich hier der CO₂-Bedarf und die längere Rüstzeit aus.

6. Kieselguraustrag, Filterelemente rückspülen (Anhang Abb. A.23)

Nach Abtrennung des Nachlaufes erfolgt der Kieselguraustrag. Dazu wird rückwärts durch die Filterelemente Wasser gedrückt und die Kieselguraustragleitung geöffnet. Durch den Druckabfall und das Rückwärtsspülen rutscht der Filterkuchen ab. Der Kesselinhalt mit dem Trub wird mit Druckluft in den Kieselgurabsetztank gedrückt (Nassaustrag). Ist der Filterkessel leer, werden die Filterelemente rückwärts mit Wasser gespült. Dabei schaltet man intervallweise ein Registerteil ab, um eine höhere Rückspüleffizienz in den Filterelementen zu erreichen.

7. Kessel, Register über Sprühkugeln spülen (Anhang Abb. A.24)

Die Reinigung des Filterkessels mit den Einbauten Register, Filterelementen und Flowstreamer erfolgt über die im Behälterdeckel installierten Sprühkugeln. Es schließt sich ein Leitungsspülen und Reinigen des Dosierbehälters an.

Nach dem Spülen des Filters wird der Filterkessel mit angesäuertem Sterilwasser (ca. 0,2 %ig) befüllt und auf 85 °C nachgeheizt, in einer 20-minütigen Zirkulation der Filter sterilisiert und steht dann für die nächste Filtration bereit. Wöchentlich oder nach ca. 8 –12 Filtrationen sollte der Filter mit einer 2 %igen Lauge bei 65°C gereinigt und anschließend sterilisiert werden. Für den Ausschub der verwendeten Medien ist in Filtrat- und Bypassleitung ein

Leitfähigkeitsmessgerät installiert. Den Aufbau einer Filtrationsanlage zeigt im Anhang Abbildung A.47 ein Standardfließschema. Dies dient als Grundlage für jedes Brauereiprojekt und wird an die jeweils vorliegenden Gegebenheiten angepasst.

4.6 Zusammenfassung

Grundlage der konstruktiven Umsetzung eines TFS-Prototypenfilters waren umfangreiche Marktbeobachtungen, Grundlagenforschungen und Versuche im Kleinmaßstab.

- Den Ausgangspunkt der Neuentwicklung stellt sicherlich die Beobachtung der Marktsituation mit den bereits vorhandenen Filtertypen dar. Hier lässt sich feststellen, dass der Trend zu Filtern mit vertikalen Stabelementen geht. Kieselgurrahmenfilter und Horizontalsiebfilter offenbaren gleichermaßen Probleme bei der Kieselgurverteilung auf den Elementen. Auch der konstruktive Aufwand und die langen Rüstzeiten führen bei diesen Filterbauarten zu Nachteilen. Der klassische Kerzenfilter zeigt zwar als geschlossenes und statisches Filtersystem hier Vorteile, durch die Lochplattenbauweise entstehen aber strömungstechnische Schwierigkeiten.
- Eine Neuerung dazu stellt das Twin-Flow-System dar; die Filtratabfuhr geschieht hier über ein Rohrsystem – Register – und teilt den Filterkessel nicht mehr in Filtrat- und Unfiltratraum. Durch eine Bypassströmung, die der Filtratströmung durch die Filterelemente überlagert ist, entstehen zahlreiche technologische und verfahrenstechnische Vorteile.
- Grundlage der Entwicklung war eine umfangreiche Studie von in der Bierindustrie eingesetzten Filterhilfsmitteln bezüglich ihrer Partikel- und Sinkgeschwindigkeitsverteilung. An einem Filterversuchsstand, bestehend aus einem Glaszylinder mit einem Stabelement, wurden zahlreiche Untersuchungen von verschiedenen Filtermitteln (Spaltwickelemente mit verschiedenen Durchmessern und Bauarten, vertikale Stabelemente mit Siebgeweben, Kunststoffmembrankerzen und Kerzen mit Kunststoffgeweben) und Filterhilfsmitteln durchgeführt.
- Ein besonderes Augenmerk lag hierbei bei der ersten Voranschwemmung, die für einen perfekten Filterkuchen die wichtigste Schicht darstellt. Es konnten Erkenntnisse über Vorgang und Zusammenspiel von Filtermittel und

Filterhilfsmittel gewonnen werden. Die wichtigsten Aufgaben der ersten Voranschwemmung sind demnach:

- Brückenbildung über den Spalten
 - Vergleichmäßigung der Strömung über die Filterelementlänge durch Druckabfall an Filterschicht
 - Vergleichmäßigung der Strömung durch den Filterkuchen über die Kuchendicke; Drainagewirkung über dem Wickeldraht
 - Ausgleich unterschiedlicher Ausflussbedingungen der Filterelemente durch Druckabfall an Filterschicht
- Dieses gewonnene Wissen, zahlreiche Berechnungen (Festigkeitsberechnung über finite Elemente, CFD-Analyse der Registerverrohrung zur Dimensionierung der Rohrleitungen) und Versuche dienen als Basis für die Konstruktion des Twin-Flow-Filters mit der dazu gehörigen Verfahrenstechnik.

5. Praxisversuche in deutscher Großbrauerei

Die Leistungsfähigkeit des TFS-Filters wurde in einer großen deutschen Brauerei durch Filtrationen im Vergleich zu zwei klassischen Kerzenfiltern getestet. Um identische Voraussetzungen für den TFS- und den jeweiligen Vergleichsfilter zu schaffen, erfolgte die Unfiltratzufuhr für beide aus ein und demselben Unfiltrat-Puffertank. Somit konnten Einflüsse, die durch unterschiedliche Filtrierbarkeiten einzelner Bierchargen entstehen, ausgeschaltet und eine gute Vergleichbarkeit der Ergebnisse ermöglicht werden. Die Kieselgursuspension für die laufende Dosage wurde in einer zentralen Anmischstation angerührt und über eine Ringleitung dem TFS- und dem jeweiligen Vergleichsfilter zugeführt. Die Dosagemenge (g/hl) des TFS-Filters war der des Vergleichsfilters immer angepasst, so dass auch hier gleiche Voraussetzungen gegeben waren. Der TFS-Filter wurde auf eine mögliche höhere Flächenleistung ($\text{hl}/\text{m}^2\text{h}$) bei gleichem Druckanstieg wie der Vergleichsfilter geprüft, und es erfolgte eine Erprobung unterschiedlicher Varianten der Vor- und Nachlaufabtrennung. Als Bewertung der Filtrationsergebnisse dienten die Filtrationsparameter Trübung, Mikrobiologie, Druckanstieg und Sauerstoffaufnahme. Für die Auslegung der zukünftigen TFS-Baureihe nahm man weitere Verbrauchskennzahlen und Rüstzeiten auf. Es wurden Filtrationen mit unterschiedlichen Kieselgurtypen und -mengen in den Voranschwemmungen und Perliten als Filterhilfsmittel durchgeführt.

5.1 Versuchsaufbau und Messwerterfassung

Als Vergleichsfilter standen zwei klassische Kerzenfilterlinien zur Verfügung. Nachfolgend sind die Spezifikationen der Filter dargestellt.

Tabelle 5.1: Spezifikation der Filter

	TFS-Filter	Vergleichslinie I	Vergleichslinie II
Kerzenanzahl	61	588	340
Kerzenlänge [mm]	1770	1338	1628
Metallische Filterfläche [m^2]	11,2	80,9	57,5
Kerzenabstand [mm]	100	70	70
Trubraum [l]	684	1955	1382
Nennleistung [hl/h]	70	500	350
Spezifische Leistung [$\text{hl}/\text{m}^2\text{h}$]	6,2	6,2	6,2
Kesselvolumen [l]	1580	8360	3380

Abbildung 5.1 zeigt die Einbindung und Versuchsanordnung der betrachteten Filterlinien.

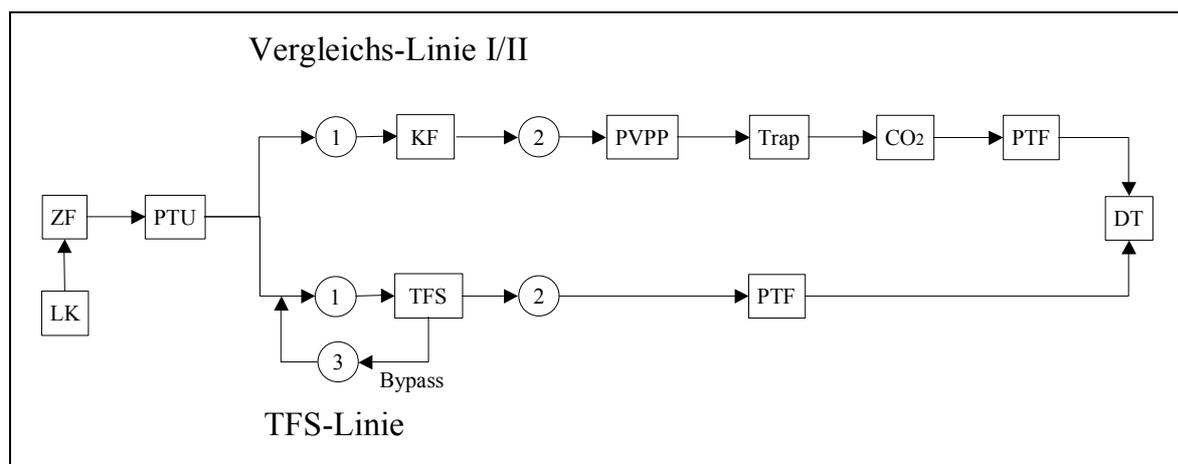


Abbildung 5.1: Einbindung und Versuchsanordnung der betrachteten Filterlinien: LK = Lagerkeller; ZF = Zentrifuge; PTU = Puffertank-Unfiltrat; 1 = Mess- und Probenahmestelle 1; KF = Kerzenfilter; TFS = TFS-Filter; 2 = Mess- und Probenahmestelle 2; PVPP = Stabilisierung; Trap = Partikelfänger; CO₂ = Karbonisierungsstation; 3 = Mess- und Probenahmestelle 3; PTF = Puffertank-Filtrat; DT = Drucktank.

Die Unfiltratversorgung erfolgte immer aus demselben Puffertank Unfiltrat, die Kieselgurversorgung aus der Ringleitung. Die Vergleichslinien wurden stets mit einem Puffertank Filtrat gefahren, während für die TFS-Linie nur zeitweise ein Puffertank zu Verfügung stand. Das Unfiltrat vom Lagerkeller wurde meist über eine Zentrifuge vorgeklärt, einige Filtrationen wurden ohne Zentrifuge durchgeführt.

Vor dem Filter war eine Mess- und Probenahmestelle (1) für Unfiltratproben und Durchflussmessungen installiert. Bei den Vergleichslinien wurde hier der Kessel- bzw. Einlaufdruck gemessen. Nach dem Kerzenfilter kam eine zweite Mess- und Probenahmestelle (2), an der Filtratproben gezogen und die folgenden Größen aufgenommen wurden: an allen drei Filterlinien Auslaufdruck, 25°- / 90°-Trübung, bei der TFS-Linie zusätzlich Durchfluss, Stammwürze und Temperatur. Die dritte Mess- und Probenahmestelle (3) an der TFS-Linie war am Bypass angebracht. An ihr konnte der Druck (Kessel- oder Einlaufdruck) und die Stammwürze gemessen werden.

Die Datenaufnahme an den Vergleichslinien erfolgte mit einem Datenlogger der Firma Almemo (Handgerät 2295-8 mit 5 Eingängen) in einem Zeitintervall von fünf Sekunden. Es wurden hierzu die mA-Signale der jeweiligen Messgeräte abgegriffen und die Werte aufgezeichnet. Im Anhang in den Tabellen A.T1, A.T2 und A.T3 sind die eingesetzten Messgeräte an den drei Filterlinien spezifiziert. Zusätzlich protokollierte man die Sauerstoffkonzentration (Messgerät von Orbisphere) am TFS-Filterauslauf.

5.2 Versuchsdurchführung

Eine Sterilisation der Filterlinien erfolgte vor jeder Filtration; dazu wurde 0,2 %ig angesäuertes Heißwasser bei 85 °C 20 Minuten im Kreislauf gefahren, alle Ventile und die Dosierstation angetaktet.

Die Voranschwemmung an den Vergleichslinien erfolgte in zwei Schritten. Als erste Voranschwemmung wurde eine grobe Gur (Kenite 700) in Mengen von 1040 g/m² bei Linie I und 770 g/m² bei Linie II verwendet. Die zweite Voranschwemmung bestand bei Mengen von 1190 g/m² (Linie I) bzw. 1010 g/m² (Linie II) aus einem Gemisch aus grober (Kenite 700) und feiner Gur (Kenite 100). Am TFS-Filter wurde meist die gleiche Mischung und Art der Voranschwemmung aufgebracht, die Menge aber variiert. Zusätzlich kam Cellulose (Luvocell) in verschiedenen Mengen und Gaben bei allen drei Filterlinien zum Einsatz. Die Voranschwemmung wurde mit ca. 150 % der Filtrationsleistung eingebracht.

Der Ausschub des Anschwemmwassers erfolgte bei den Vergleichslinien I und II klassisch über die Filterelemente; der Vorlauf wurde dabei im Vor-/Nachlauftank gesammelt, bei Erreichen der entsprechenden Stammwürze auf Drucktank umgestellt. Am TFS wurde der Vorlauf meist über den Bypass abgetrennt und verworfen, der Filter dann bis zu einem zeitgleichen Start mit der Vergleichslinie in Kreislauf gefahren. Zur Aufnahme von Vorlaufkennlinien erfolgte auch eine Abtrennung über die Filterelemente.

Während der Filtration erfolgte die Datenaufnahme an den zu vergleichenden Filterlinien mit anschließender Auswertung. Die Dosage wurde aus einer zentralen Ringversorgung entnommen und war nach Art und Menge beim TFS und der jeweiligen Vergleichslinie identisch.

Der Nachlauf wurde bei den Vergleichsfiltern wieder über die Filterelemente abgetrennt und in den Vor-/Nachlauftank gefahren, am TFS auf verschiedene Weise abgetrennt und verworfen.

Wöchentlich wurden alle drei Filterlinien mit Lauge gereinigt und anschließend sterilisiert.

Unter mikrobiologischer Untersuchung wird hier nur der Nachweis von Hefezellen verstanden. Zur Kontrolle des Filtrationsergebnisses zog man 180 ml Filtratproben. Der Nachweis von Hefezellen erfolgte durch Membranfiltration der genommenen Filtratproben mit handelsüblichen Filtermembranen der Porenweite 0,65 µm, die Verarbeitung der Membranen auf Würzegelantine mit Zusatz von Tetracyclin zur Unterdrückung von Schimmelwachstum. Die Membranen wurden 5 Tage bei 28 °C inkubiert und anschließend ausgewertet. Die Probenverarbeitung und Auswertung erfolgte im brauereieigenen Labor.

Es wurden Filtrationen mit zentrifugiertem und unzentrifugiertem Bier durchgeführt. Je nachdem traten auch große Unterschiede in der Hefezellzahl auf.

Unzentrifugiertes Unfiltrat:

Die Hefezellzahl wurde mit der Thoma-Zählkammer bestimmt und lag zwischen 0,3 und 1,5 Mio. Zellen/ml.

Zentrifugiertes Unfiltrat:

Hier traten große Schwankungen in der Hefezellzahl auf, so dass sowohl mit Thoma-Zählkammer als auch mit Membranfiltration gearbeitet werden musste. Die Hefezellzahlen lagen zwischen 0 bis 0,3 Mio. Zellen/ml. Der Großteil der Proben wies eine Zellzahl von unter 10.000 Zellen/ml auf.

5.3 Aufnahme von Leistungsdaten

5.3.1 Druckzunahme im Vergleich zu einem klassischen Kerzenfilter

Der Druckanstieg ist eines der wichtigsten Kriterien bei der Auswahl und der Menge des zudosierten Filterhilfsmittels. Er sollte bei geringem Einsatz von Filterhilfsmittel so klein wie möglich ausfallen, um eine lange Filterstandzeit zu ermöglichen. Der TFS-Filter wurde auf eine höhere Flächenleistung im Vergleich zu einem klassischen Kerzenfilter getestet. Der Druckanstieg sollte dabei nicht höher als am Vergleichsfilter sein. Bei jeder Filtration wurde deshalb der Ein- und Auslaufdruck am TFS- sowie am Vergleichsfilter gemessen und die Druckdifferenz berechnet. Die Filterhilfsmitteldosage am TFS entsprach der am Vergleichsfilter. Beide Filter wurden aus demselben zentralen Gefäß für die Filterhilfsmittelanmischung versorgt und das Dosagevolumen (l/hl Bier) am TFS entsprach immer dem des Vergleichsfilters.

Abbildung 5.2 zeigt ein Diagramm, in dem die Differenzdruckverläufe der beiden Filterlinien, die Dosage und die spezifischen Flächenleistungen enthalten sind..

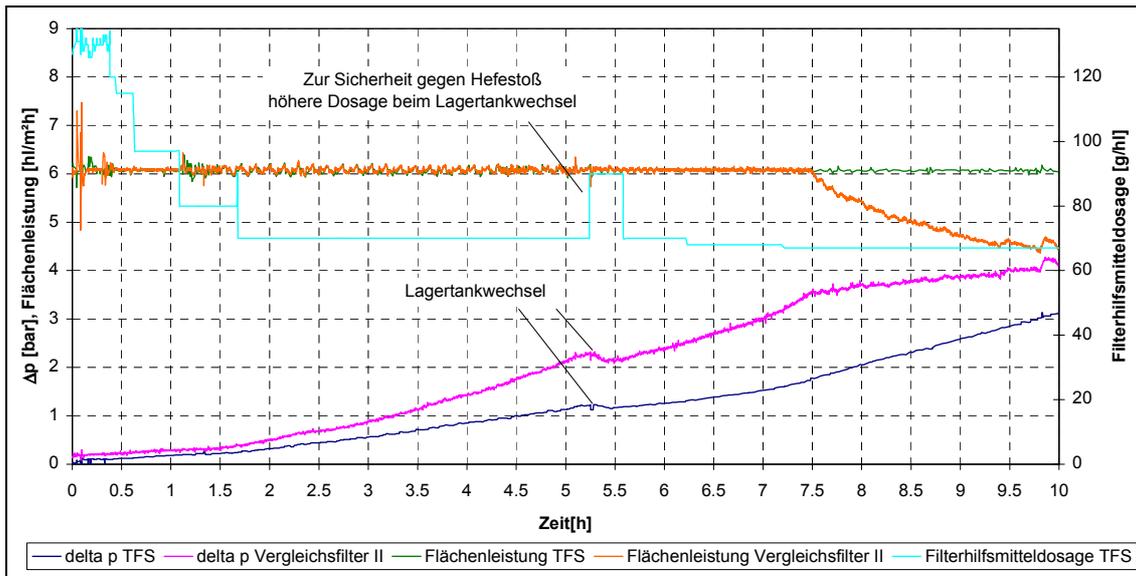


Abbildung 5.2: Verlauf der Druckdifferenz, Flächenleistung und Filterhilfsmitteldosage am TFS- und Vergleichsfilter

Im Anhang sind in den Abbildungen A.25 bis A.37 Diagramme dargestellt, die den Differenzdruckverlauf bei unterschiedlichen Filtrationen zeigen.

In Abbildung 5.3 ist der Druckanstieg am TFS- und Vergleichsfilter aus mehreren Filtrationen dargestellt. Der Druckanstieg berechnete sich aus dem Differenzdruck am Anfang und Ende eines Filtrationsabschnittes mit konstanter stündlicher Leistung. Es wurde die Filtrationsdauer und, wenn vorhanden, die höhere Flächenleistung zwischen den beiden Filtern angegeben. Aus diesem Diagramm wird deutlich, dass bei gleicher spezifischer Flächenleistung ($\text{hl/m}^2\text{h}$) der TFS-Filter immer einen geringeren Druckanstieg als der jeweilige Vergleichsfilter aufwies. Bei höheren Flächenleistungen des TFS-Filters war der Druckanstieg hingegen größer als beim Vergleichsfilter. Eine konkrete Aussage, mit welcher höheren spezifischen Flächenleistung der TFS-Filter gefahren werden kann, ohne einen erhöhten Druckanstieg zu erzeugen, war aus den vorliegenden Daten nicht möglich. Diese Abbildung gibt auch einen Hinweis auf die optimale spezifische Flächenleistung. Wird eine Flächenleistung von 6-7 $\text{hl/m}^2\text{h}$ eingestellt, zeigt der TFS-Filter eine geringere Druckzunahme. Wird am TFS-Filter eine höhere Flächenleistung als die bekannten Werte von 6,8 bis 7,5 $\text{hl/m}^2\text{h}$ eingestellt, steigt der Differenzdruck unverhältnismäßig an. Dies weist auch darauf hin, dass die geringere Druckzunahme in längeren Standzeiten genutzt werden sollte, während eine von vorneherein höhere spezifische Leistung zu erhöhtem Druckanstieg führen. Diese Ergebnisse decken sich auch mit Untersuchungen von WESTNER an anderen Kerzenfiltersystemen; auch dort

wurden spezifische Flächenleistungen von 6,8 bis 7,5 hl/m²h als optimal für Differenzdruckzunahme, Trübungsverlauf und biologischer Ergebnisse festgestellt.¹

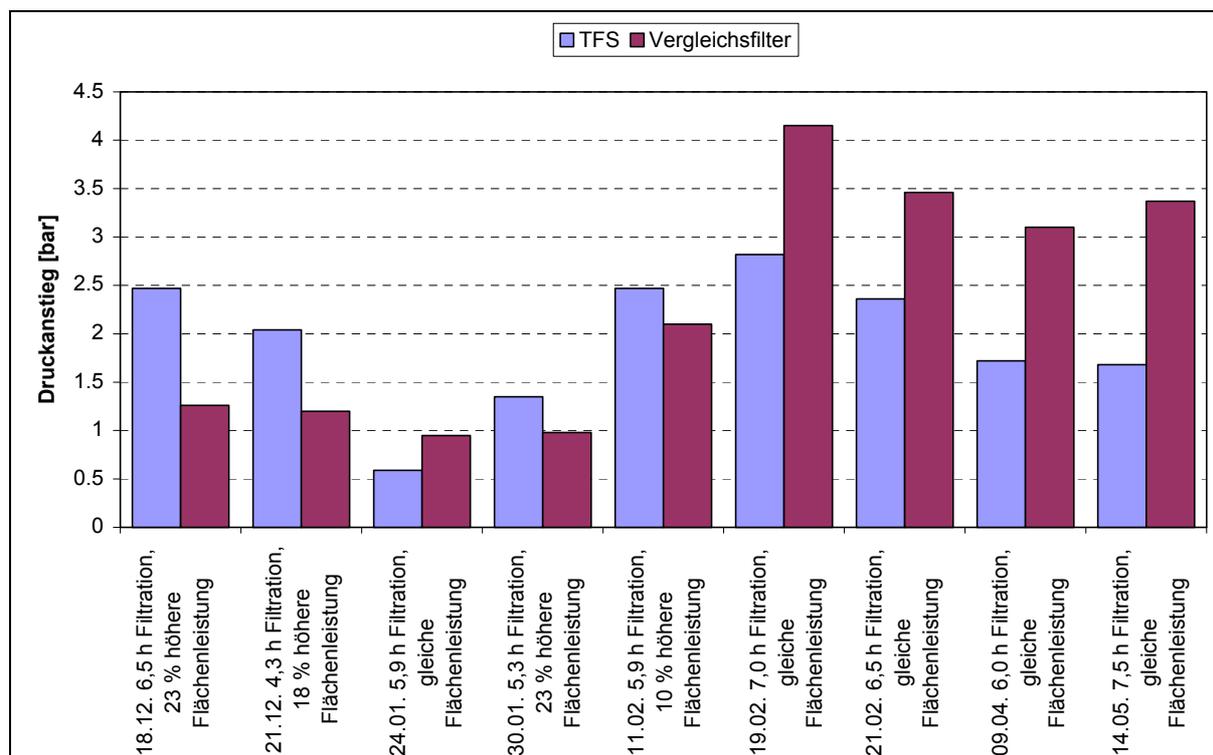


Abbildung 5.3: Vergleich des Druckanstieges am TFS- und Vergleichsfilter

5.3.2 Trübungsverlauf

Die Trübung des Filtrates ist ein wichtiges technologisches Qualitätsmerkmal zur Beurteilung der Filtration. Je geringer die Trübung, desto schärfer war die Filtration. Ziel ist es, ein möglichst klares Filtrat zu produzieren. Aus diesem Grund wurde bei jeder Filtration die 90°-Trübung des Filtrates am TFS- und am jeweiligen Vergleichsfilter mit den integrierten Messgeräten aufgenommen. Zusätzliche Proben vom Filtrat kamen mit einem tragbaren Trübungsmessgerät (Monitek) zur Überprüfung. Dabei wurden die Ergebnisse der internen Messgeräte verglichen und für hinreichend genau befunden. Abbildung 5.4 stellt einen solchen Trübungsverlauf einer Vergleichsfiltration dar. Die 90°-Trübung (EBC-Formazineinheiten) der beiden Filter über die Filtrationszeit von zehn Stunden sind aus Abb. 5.4 ersichtlich:

¹ Westner (2001), S. 576-578.

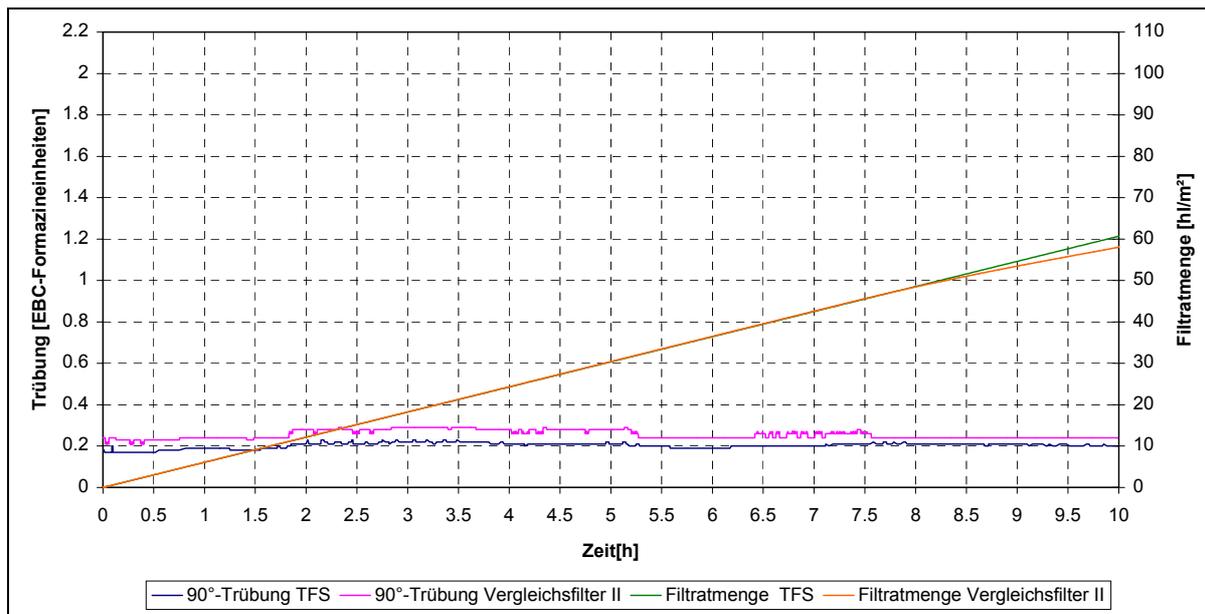


Abbildung 5.4: Verlauf der 90°-Trübung des TFS- und Vergleichsfilters bei der Filtration am 14.05.02.

Sie lagen bei etwa 0,2 und 0,25 EBC-Formazineinheiten und unterschieden sich nur unwesentlich voneinander. Es konnte von einer gleich guten Klärung des Bieres durch die beiden Filter gesprochen werden. Bei den restlichen Filtrationen (siehe Anhang A.25 – A.37) lagen die Trübungswerte zwischen 0,15 und 0,3 EBC-Formazineinheiten.

In Abbildung 5.5 wurde ein Vergleich der 90°-Trübung zwischen dem TFS- und den Vergleichsfiltern bei allen Filtrationen durchgeführt, die Differenz zwischen der Trübung des Vergleichs- und TFS-Filters gebildet und in einem Säulendiagramm dargestellt. Dabei ist zu erkennen, dass bei gleicher Leistung etwa gleich gute Werte erreicht wurden. Mal war die Trübung des TFS-Filters (positive Säule) und ein anderes Mal die des Vergleichsfilters (negative Säule) geringer. Wurde der TFS-Filter mit einer größeren Flächenleistung als der Vergleichsfilter gefahren, tendierte der TFS zu höheren Trübungswerten.

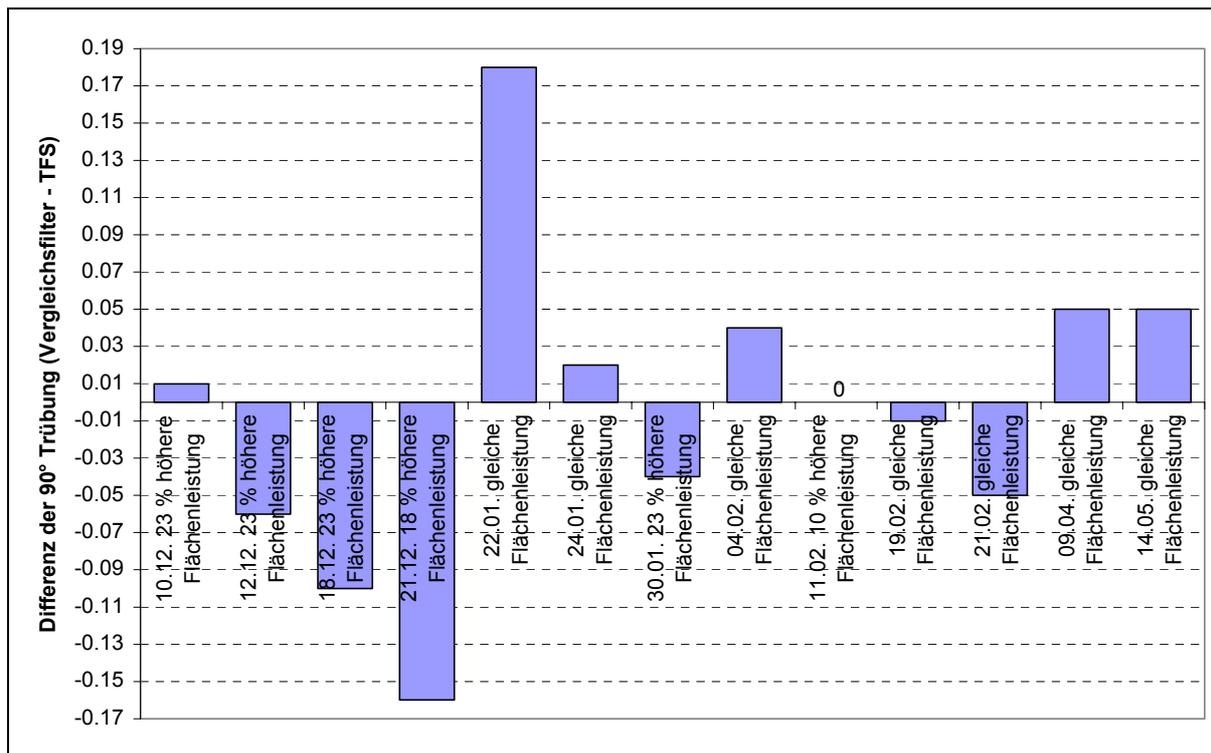


Abbildung 5.5: Vergleich der Trübungswerte zwischen TFS- und Vergleichsfilter

Grundsätzlich ist anzumerken, dass der Trübungswert primär vom Unfiltrat abhängig ist. Die Trübung nach der Filtration wird stark von den eingesetzten Rohstoffen und dem Herstellungsprozess beeinflusst und kann während der Filtration nur noch leicht durch verschiedene Filterhilfsmittelmischungen korrigiert werden. Ist die Trübung zu hoch, werden feine Kieselgele oder Kieselsole eingesetzt, die ihrerseits durch sehr große innere Oberflächen Trübungspartikel zurückhalten können. Des weiteren kann der Trübungswert durch Verringerung der spezifischen Belastung am Filter beeinflusst werden. Auch WESTNER¹ hat in Versuchen festgestellt, dass unabhängig vom Filtersystem die Verringerung der Flächenbelastung zu besseren Trübungswerten führt; dies stimmt mit den Versuchsergebnissen überein. Auch hier konnte ein erhöhter Trübungswert am TFS festgestellt werden, wenn eine höhere spezifische Belastung als am Vergleichsfilter eingestellt war. Ein Einfluss der Voranschwemmung auf den Trübungswert konnte bei den Versuchen ausgeschlossen werden. Die Trübungswerte unterschieden sich zu Filtrationsbeginn und –ende nicht signifikant; die Dosage führt zu einer Vergleichmäßigung am Filterkuchen.

¹ Westner (2001), S. 576-578.

5.3.3 Sauerstoffaufnahme

Am Puffertankeinlauf und am Filterauslauf war ein Sauerstoffmessgerät zur Kontrolle der Sauerstoffaufnahme installiert. Abbildung 5.6 zeigt den Sauerstoffgehalt am Einlauf des Puffertanks und am Filterauslauf während der Filtration am 14.05.02. Die Messungen zeigten keine signifikante Sauerstoffaufnahme am Filter.

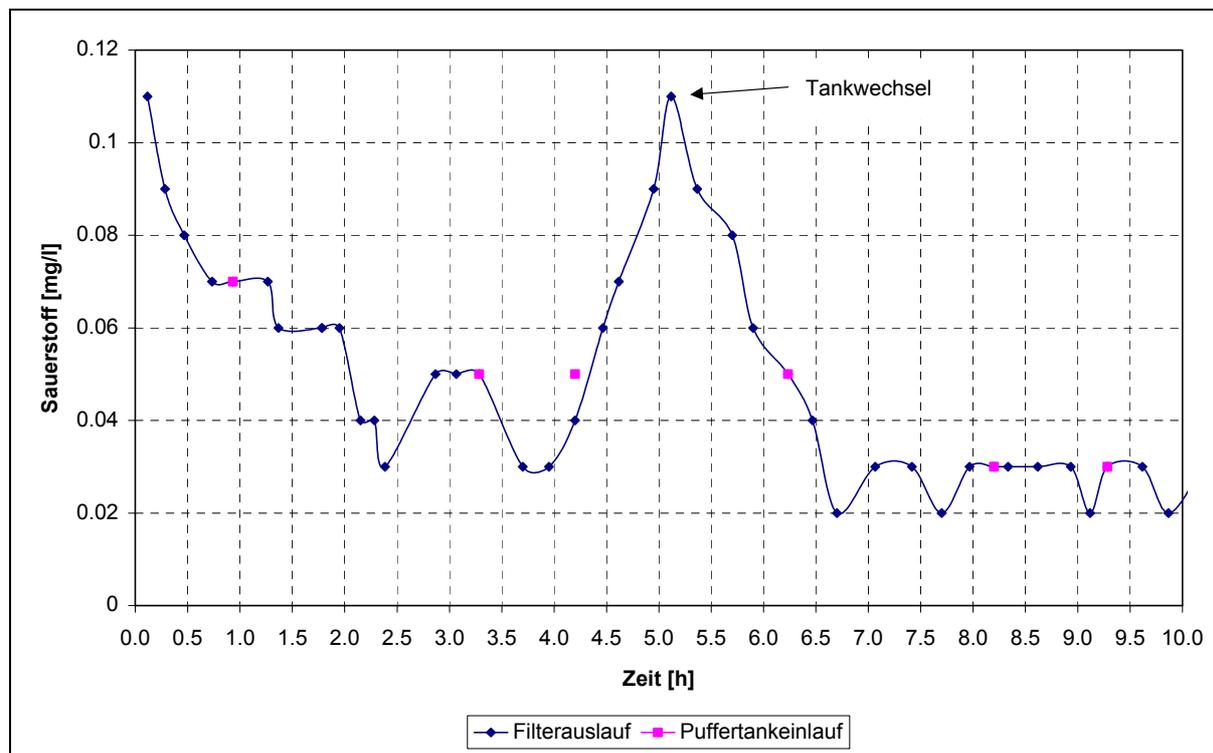


Abbildung 5.6: Sauerstoffgehalt bei der Filtration am 14.05.02.

Durch Anrühren der Kieselgursuspension in entgastem Wasser und pulsweise Begasung der Suspension im Dosierbehälter mit CO₂ wird ein Sauerstoffeintrag fast vollständig vermieden.

5.3.4 Ergebnisse der mikrobiologischen Filtratuntersuchungen

Unter mikrobiologischer Untersuchung wird hier der Nachweis von Hefezellen im Filtrat verstanden. Nachdem die Klärung des Filtrates bei der Anschwemmfiltration ein statistischer Prozess ist, hat die Hefezellzahl im Unfiltrat auch Einfluss auf das biologische Ergebnis. Ein hefefreies Filtrat mit unzentrifugiertem Bier ist höher zu bewerten, als eines mit zentrifugiertem Bier. Bei manchen Filtrationen war das mikrobiologische Ergebnis am TFS-Filter nicht einwandfrei, da teilweise Hefen in den Filtratproben nachgewiesen wurden. Die metallische Abdichtung zwischen den Kerzen und dem Register wurde dabei als Schwachstelle identifiziert und behoben. Eine zusätzlich Abdichtung mit einem O-Ring, der in einer Nut in der metallischen Dichtfläche eingelegt ist, sorgt für einen vollständigen

Abschluss des Unfiltratraumes und dem Kerzeninneren (Filtratraum). Die darauffolgenden Filtrationen wiesen alle ein hefefreies Filtrat auf. Exemplarisch ist in Tabelle 5.2 das Ergebnis der mikrobiologischen Untersuchung der Filtration vom 14.05.02 mit unzentrifugiertem Bier aufgeführt. Dabei wurden 20 Einzelproben a 180 ml und fünf kontinuierliche Proben a 1000 ml am TFS-Filterauslauf gezogen. Alle Proben waren hefefrei. In Anbetracht der Filterlaufzeit von zehn Stunden und der hohen Probendichte war das ein sehr gutes Ergebnis.

Tabelle 5.2: Ergebnisse der mikrobiologischen Filtratuntersuchung auf Hefezellen bei der Filtration am 14.05.02.

Zeit	Probenvolumen	TFS
0 h	180 ml	0
0,5 h	180 ml	0
1,0 h	180 ml	0
1,5 h	180 ml	0
2,0 h	180 ml	0
2,5 h	180 ml	0
3,0 h	180 ml	0
3,5 h	180 ml	0
4,0 h	180 ml	0
4,5 h	180 ml	0
5,5 h	180 ml	0
6,0 h	180 ml	0
6,5 h	180 ml	0
6,6 h	180 ml	0
7,0 h	180 ml	0
8,0 h	180 ml	0
8,5 h	180 ml	0
9,0 h	180 ml	0
9,5 h	180 ml	0
10,0 h	180 ml	0
Kontinuierliche Proben		
0 – 1,5 h	950 ml	0
1,6 – 3,4 h	1000 ml	0
3,4 – 5,4 h	900 ml	0

Zeit	Probenvolumen	TFS
5,4 – 9,1 h	900 ml	0
9,1 – 9,9 h	500 ml	0

Um die Dichtigkeit der vakanten Stelle zwischen Kerzen und dem Register zu überprüfen und eine Aussage über die Stabilität des Filterkuchens zu treffen, wurden Filtrationen mit manuell verursachten Druckstößen durchgeführt. Abbildung 5.7 zeigt einen Ausschnitt aus einer Filtration mit Druckstößen. Die Merkmale eines Druckstoßes sind eine deutliche Leistungsänderung, ein Peak im Differenzdruckverlauf und ein kurzer aber sehr starker Trübungsanstieg. Aus dem Trübungsanstieg ist zu erkennen, dass bei jedem Druckstoß Partikel in das Filtrat gerissen wurden.

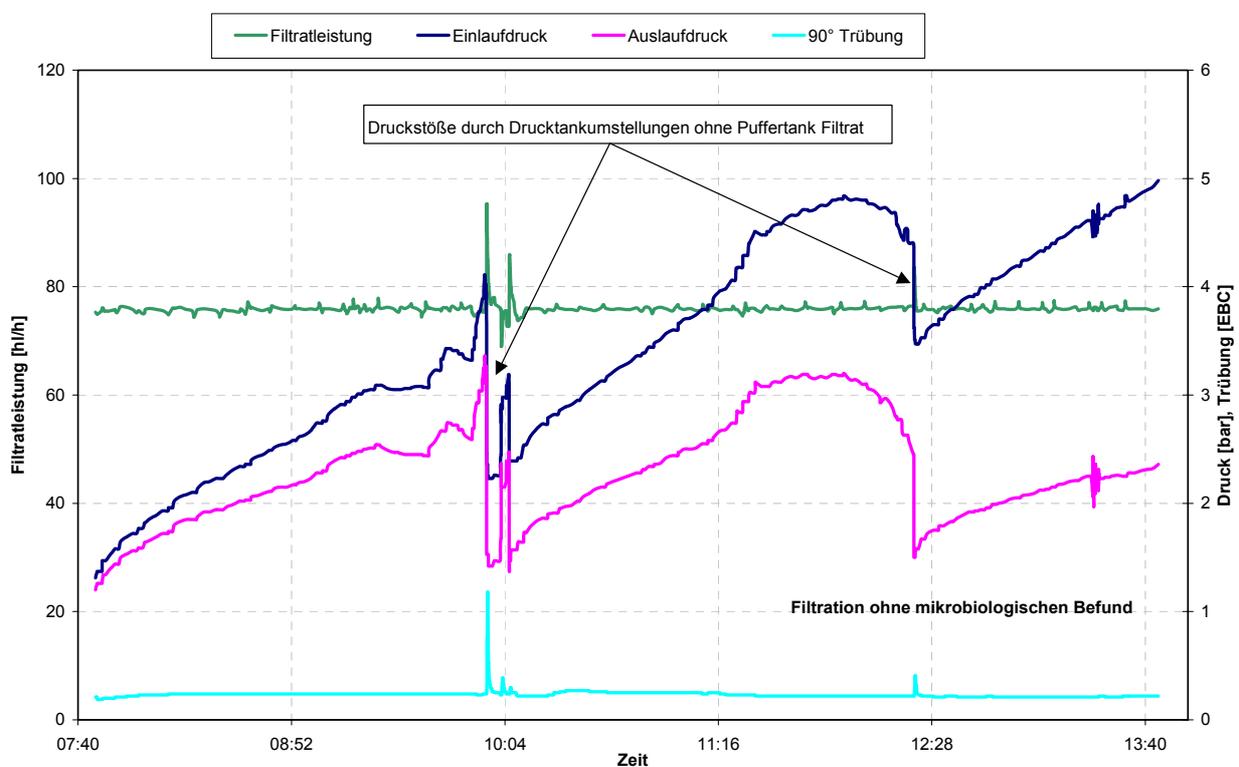


Abbildung 5.7: Filtration mit manuell verursachten Druckstößen

Eine Untersuchung der unmittelbar nach derartigen Ereignissen gezogenen Filtratproben wiesen keine Hefen auf. Es konnten nur Trübungsausläge festgestellt werden; der Trübungswert pendelte sich rasch wieder auf den Ausgangswert ein, so dass die Filtration ohne Probleme fortgesetzt werden konnte.

5.3.5 Vor-und Nachlaufkennlinien

Vorlaufabtrennung

Bei der Vorlaufabtrennung fiel sowohl über den Filtratweg als auch über den Bypassweg ein Bier-Wasser-Gemisch an. Beide Vorläufe wurden verworfen, da keine geeigneten Gefäße zum Auffangen zur Verfügung standen. Bei einer ausgeschobenen Menge mit einem Stammwürzegehalt zwischen 0 und 2 GG% wird in dieser Arbeit von einem Wasser-Bier-Gemisch gesprochen. Unter Vorlauf wird das Volumen verstanden, das zwischen einer Stammwürze von 2 und 10 GG% gemessen wurde. Liegt die Stammwürze über 10 GG% ist die Rede von Bier. Der Vorlauf über den Bypass enthielt durch die laufende Filterhilfsmitteldosage immer Kieselgurpartikel.

Grundsätzlich lassen sich zwei Varianten der Vorlaufabtrennung unterscheiden.

Wird der Vorlauf über die Filterelemente abgetrennt, ist der Bypass geschlossen, wobei sich Unfiltrat von oben und unten in den Filterkessel schichtet. Das Bier-Wasser-Gemisch wird als Filtrat über die Filterelemente abgetrennt; bei Erreichen der gewünschten Stammwürze wird auf Drucktank gefahren, die Filtration beginnt. Abbildung 5.8 zeigt exemplarisch eine Vorlaufkennlinie bei einer Abtrennung über die Filterelemente.

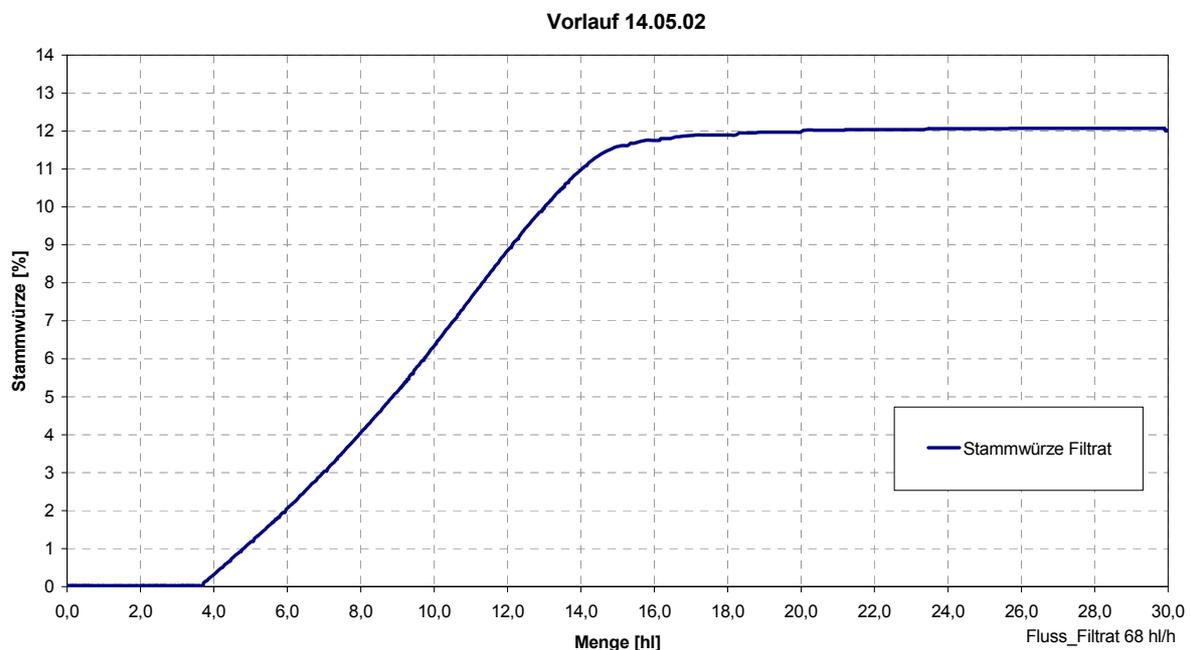


Abbildung 5.8: Vorlaufkennlinie bei Abtrennung über die Filterelemente

Die Vorlaufmenge zwischen 2 und 10 GG% Stammwürze beträgt so 7,5 hl. Zu Beginn der Vorlaufabtrennung werden ca. 3,8 hl als reines Wasser ohne Stammwürze abgetrennt, als nicht verwertbarer Vorlauf zwischen 0 und 2 GG% Stammwürze 2,1 hl. Bis sich die

Stammwürze auf einen Ausgangswert von ca. 12 °Plato einregelt wird nochmals Bier von ca. 4 hl gewonnen, das schon dem Kernbier zugerechnet wird.

Eine zweite Variante ergibt sich, wenn der Vorlauf hauptsächlich über den Bypass abgetrennt wird. Das Unfiltrat wird von unten in den Kessel geschichtet. Das Anschwemmwasser wird über eine Kolbenströmung, begünstigt durch das Einlaufverteilersystem und schlanke Kesselbauweise, ohne große Vermischung der Wasser- und Bierphase über den Bypass ausgeschoben. Ein kleiner Volumenstrom über die Filterelemente sorgt für ein Verdrängen des Anschwemmwassers aus dem bereits gebildeten Filterkuchen. Abbildung 5.9 zeigt den Verlauf der Stammwürze bei Abtrennung über den Bypass.

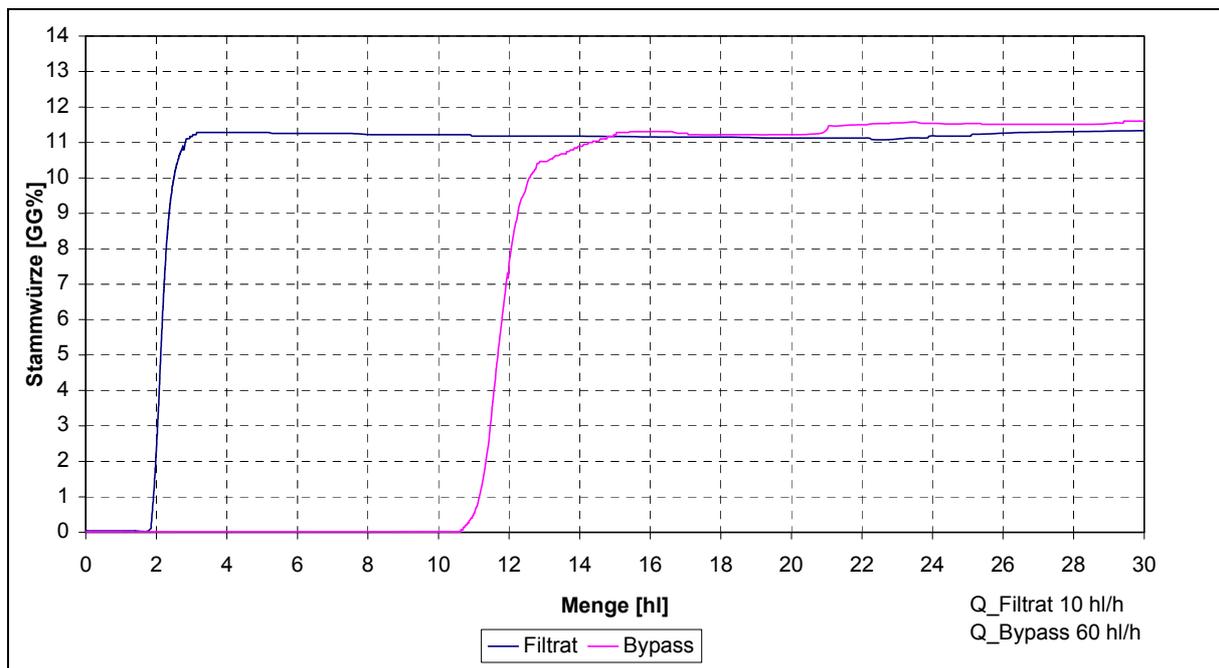


Abbildung 5.9: Vorlaufkennlinie bei Abtrennung über den Bypass

Der Filtratvolumenstrom war auf 10 hl/h und der Bypassvolumenstrom auf 60 hl/h eingestellt. Es fielen ein Wasser-Bier-Gemisch von 0,8 hl (\approx 0,7 hl Wasser und 0,1 hl Bier) und eine Vorlaufmenge von 1,8 hl (\approx 0,9 hl Wasser und 0,9 hl Bier) an. Bis zum Erreichen einer konstanten Stammwürze wurde noch eine Biermenge, mit einem Stammwürzegehalt über 10 GG%, von etwa 2,5 hl (\approx 0,1 hl Wasser und 2,4 hl Bier) ausgeschoben. Die Ströme über den Filtrat- und Bypassweg wurden bei den oben genannten Mengen addiert. Weiterhin wurden 1,8 hl entgastes Wasser über den Filtratweg und 10,7 hl über den Bypass ausgeschoben. Zusammen ergab sich eine Wassermenge von 14,2 hl, das dem netto Kesselinhalt (Volumen von Kerzen und Register abgezogen) von 14,5 hl in etwa entsprach.

Durch Versuche konnte festgestellt werden, dass die Vorlaufmenge bei deutlicher Erhöhung des Bypassvolumenstromes anstieg. Es kann davon ausgegangen werden, dass höhere Strömungsgeschwindigkeiten im Filterkessel eine optimale Ausbildung einer Kolbenströmung

behindern und so die Vermischungszone anwächst. Abbildung A.38 im Anhang zeigt die Vermischungszone durch das obere Schauglas bei der Vorlaufabtrennung über den Bypass.

Eine dritte Variante, das Anschwemmwasser mit CO₂ aus dem Filterkessel zu verdrängen, führte nicht zum Erfolg. Als das Anschwemmwasser mit CO₂ aus dem Kessel gedrückt wurde und der Wasserspiegel schon am unteren Kerzenende war, rutschte bei den meisten Kerzen die Voranschwemmung in der Höhe des Wasserspiegels ab. Eine anschließende Befüllung des Kessels mit Bier und eine Filtration war dadurch ausgeschlossen.

Nachlaufabtrennung

Der Nachlauf wurde wie der Vorlauf verworfen. Bis zu einer Stammwürze von über 10 GG% wird in dieser Arbeit noch von Bier gesprochen. Die Menge, die bei einem Stammwürzegehalt zwischen 10 und 2 GG% anfiel, wird als Nachlauf bezeichnet. Die Berechnung der durchschnittlichen Stammwürze des Nachlaufs wird im Anhang A.39 kurz erläutert.

Die Nachlaufabtrennung erfolgte meist durch Zugabe von Wasser von oben und unten in den Filterkessel; das Wasser-Bier-Gemisch wurde über die Filterelemente abgetrennt.

Um den Nachlauf zu verringern wurden auch Versuche gemacht, den Nachlauf über den Bypass abzutrennen (siehe Abbildung A.40 im Anhang) oder das Wasser nur von oben (hellrote Kennlinie in Abbildung 5.10) in den Filterkessel zu schichten. Beide Versuche führten nicht zum Erfolg. Die Begründung liegt in den Schichtungen der Phasen im Filterkessel. Wird das Wasser von unten in den Filterkessel geschichtet, ergeben sich große Vermischungen, da das Wasser eine geringere Dichte (Stammwürze- und Temperaturunterschied) als das im Kessel befindliche Unfiltrat hat. Wird das Wasser aus diesem Grund nur von oben in den Filterkessel geschichtet, ergeben sich in den Filterelementen große Vermischungen, da oben bereits Wasser in den Kerzen ist und von unten immer noch Bier verdrängt wird.

Abbildung 5.10 zeigt vier Nachlaufkurven mit unterschiedlichen Filtratvolumenströmen (62, 66, 80 und 90 hl/h), bei denen das Wasser von unten in den Kessel gedrückt wurde. Der Bypassvolumenstrom betrug dabei immer 0 hl/h, so dass der gesamte Kesselinhalt durch die Filterelemente strömen musste. Alle vier Nachlaufkurven waren identisch und lassen den Schluss zu, dass die Größe des Filtratvolumenstroms, in einem Bereich von 62 - 90 hl/h, keine Rolle spielt. Bei jeder Filtration fielen etwa 4 hl Bier mit einer Stammwürze über 10 GG% und etwa 16 hl Nachlauf an. Der durchschnittliche Stammwürzegehalt lag beim Nachlauf bei 5,3 GG%. Es konnten also noch 11,4 hl Bier, berechnet auf eine Ausgangsstammwürze von

11,5 GG%, aus dem Kessel gewonnen werden. Bei einem Nettokesselvolumen von 14,5 hl entsprach das einem Bierverlust von 3,1 hl. Dabei wurde das Trubvolumen vernachlässigt und vorausgesetzt, dass die Nachlaufabtrennung bei einem Stammwürzegehalt von 2 GG% im Filtratstrom abgebrochen wurde.

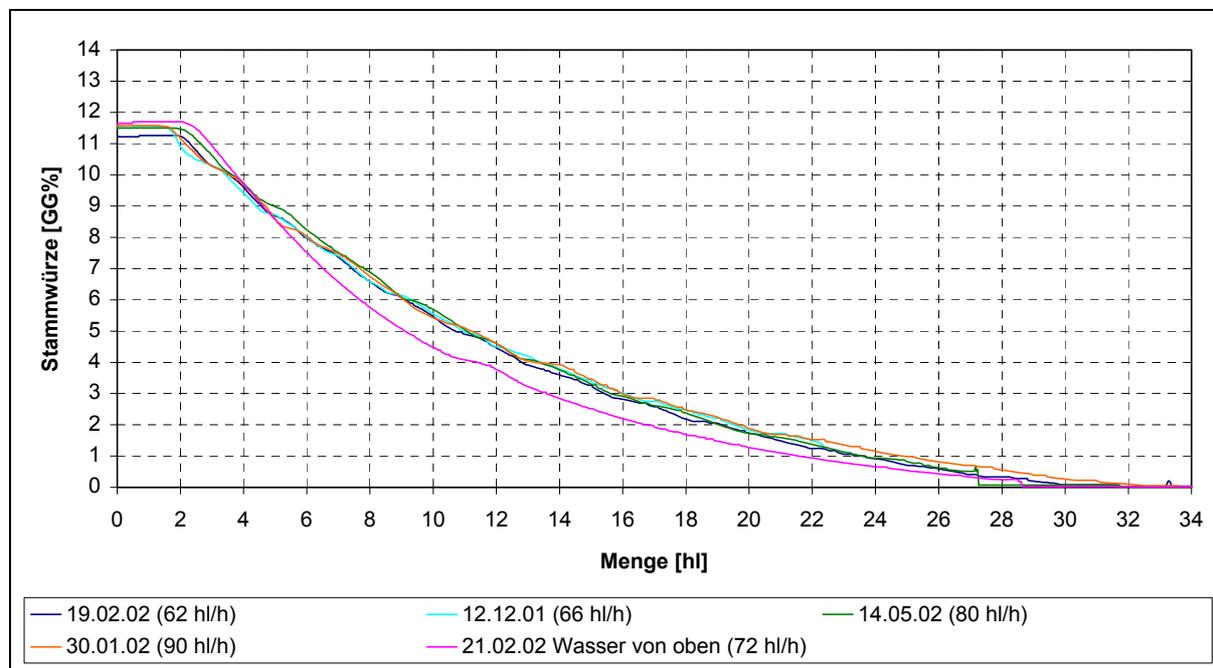


Abbildung 5.10: Nachlaufkennlinien bei Abtrennung über die Filterelemente

5.4 Verbrauchskennzahlen

Für die Auslegung einer kompletten Filterbaureihe in einem Leistungsbereich von 50 –1000 hl/h dienen verschiedene Verbrauchskennzahlen des Versuchsfilters. Diese gewonnenen Werte können für alle Baugrößen hochgerechnet werden und sind Basis für die Dimensionierung der Anlage und geben Anhaltswerte für Garantiebestimmungen. In Tabelle 5.3 sind die am Versuchfilter (70 hl/h) gemessenen und berechneten Werte aufgeführt.

Tabelle 5.3: Verbrauchskennzahlen des TFS-Filters mit einer Leistung von 70 hl/h

Spülwasser	Wasser	CO ₂ für KG-Begasung	Luft	Luft	Sterilwasser	Lauge	Kühlwasser
Kerzen, Kessel, Leitungen	entgast für Voranschwemmung	2 min. Begasung, 5 min. Begasung	8 Luftschläge	Für CIP: Lauge verdrängen	0,2 % angesäuert, 85°C (HNO ₃)	2 %, 65°C (NaOH)	Gleitringdichtung Bierpumpe
[hl]	[hl]	[kg/h]	[Nm ³]	[Nm ³]	[hl]	[hl]	[l/h]
11	18	0,45	0,21	5,7	16	15	2

Angesäuertes Sterilwasser und Lauge für die Sterilisation bzw. Laugereinigung des Filters sind keine echten Verbrauchswerte, da sie normalerweise zurückgestapelt und wiederverwendet werden.

5.5 Rüstzeiten

Für die Auslegung der Filterleistung und eines kompletten Filterkellers sind Rüstzeiten notwendig. Sind die Zeiten bekannt, die vor und nach einer Filtration für die Voranschwemmung bzw. Kieselguraustrag mit Reinigung und Sterilisation anfallen, ist eine Auslegung von Filtern bei angenommenen Chargengrößen möglich. Die Rüstzeiten, die bei dem Versuchsfiler aufgenommen wurden, können auf jede Filtergröße übertragen werden, da die Peripherie auf die jeweilige Größe ausgelegt wird. Nachfolgend sind die Rüstzeiten für den Twin-Flow-Filter aufgeführt:

KG-Filter Anschwemmen nach Vollreinigung oder Sterilisation

Verdrängen Sterilwasser mit entgastem Wasser	8	min
Kreislauf und entlüften	4	min
Einbringen und Kreislauf 1. Voranschwemmung	20	min
<u>Einbringen und Kreislauf 2. Voranschwemmung</u>	20	min
	52	min

Start Filtration

Verdrängen entgastes Wasser mit Bier (Vorlauf)	10	min
<u>Kreislauf bis EBC auf Soll</u>	5	min
	15	min

Ende Filtration und Kieselguraustrag

Bier mit entgastem Wasser verdrängen (Nachlauf)	10	min
Kieselgur Abwurf und Austrag	8	min
<u>Spülvorgänge</u>	15	min
	33	min

Sterilisation

Filter mit Heißwasser befüllen und nachheizen	10	min
<u>Sterilisation und Kreislaufintervalle</u>	20	min
	30	min

Gesamtzeit von Bier zu Bier **130 min**

(Filtration in Drucktank)

Weicht der Filtrationsprozess in einigen Verfahrensschritten vom aufgeführten Standardprozess ab, müssen die Rüstzeiten dementsprechend korrigiert werden. Für eine Gesamtauslegung eines Filterkellers sind Rüstzeiten für periphere Anlagenteile mit zu integrieren, um den Gesamtablauf zu umschreiben.

5.6 Versuche mit unterschiedlichen Voranschwemmungen

Am TFS-Filter wurden Filtrationen mit unterschiedlichen Kieselgurtypen und -mengen in der Voranschwemmung durchgeführt. Es wurde überprüft, ob die grobe, flusskalzinierte Kieselgur durch eine Mittlere ersetzt und wie weit die Anschwemmung ohne Beeinträchtigung der Filtrationsergebnisse reduziert werden kann. Die erste Voranschwemmung wurde von 1070 g auf 600 g und die zweite von 1210 g auf 600 g pro Quadratmeter metallischer Filterfläche nach und nach reduziert. Dabei konnten keine negativen Auswirkungen auf den Filterkuchen oder auf die Filtrationsergebnisse beobachtet werden. Es wurde stets nach jeder Voranschwemmung die Gleichmäßigkeit des Filterkuchens durch die Schaugläser oben und unten am Filter kontrolliert. Der Filterkuchen war regelmäßig auf den Kerzen aufgetragen und es war keine Ungleichheit in der Filterkuchendicke zwischen oben und unten erkennbar. Außerdem wurden die Auswirkungen von einer Cellulose-Gabe zur ersten Voranschwemmung überprüft.

Die Filtrationsergebnisse zeigten durch die Reduzierung der Voranschwemmungen keinerlei Nachteile. Die Trübungsverläufe in den durchgeführten Filtrationen bestätigen diese Aussage. Sie waren mit denen des Vergleichsfilters identisch, obwohl dieser mit einer weit höheren Anschwemmung filtrierte.

Abbildung 5.11 zeigt den Trübungs- und Druckverlauf bei einer ersten Voranschwemmung mit grober Gur und Cellulose (ca. 2% der Gesamtmenge).

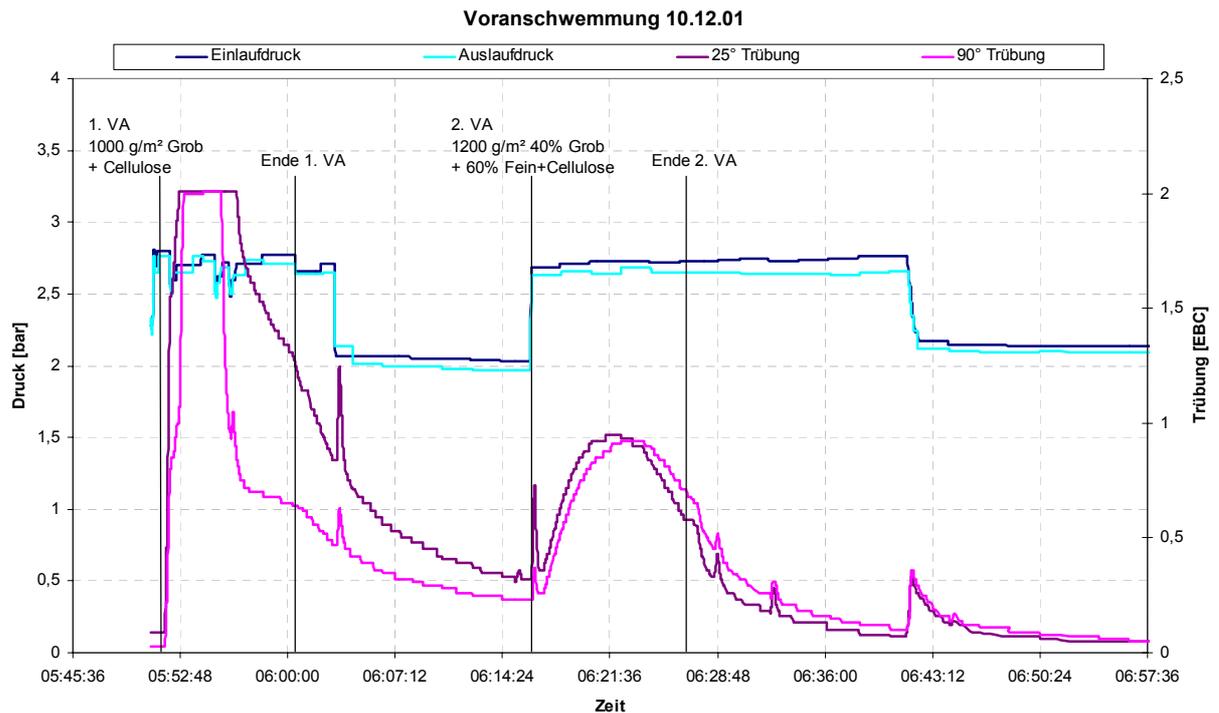


Abbildung 5.11: Trübungs- und Druckverlauf bei erster Voranschwemmung mit grober Gur und Cellulose (ca. 2% der Gesamtmenge)

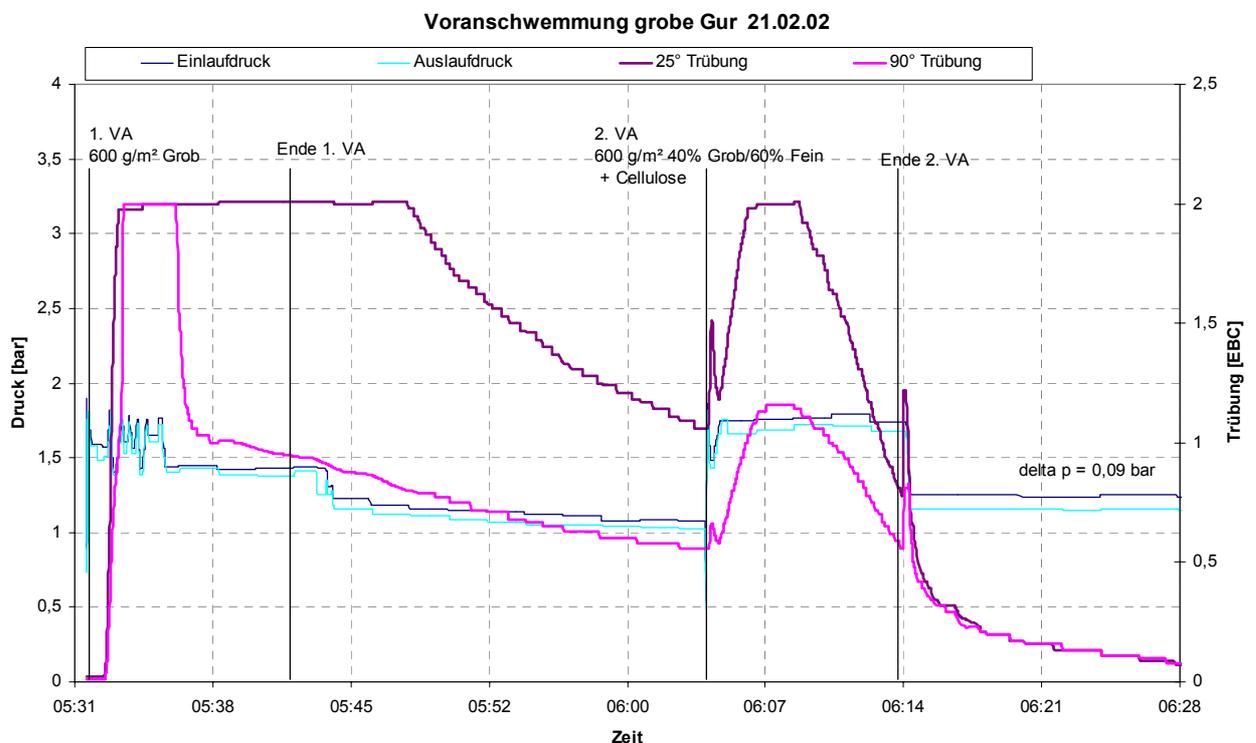


Abbildung 5.12: Trübungs- und Druckverlauf bei erster Voranschwemmung mit grober Gur
Abbildung 5.12 zeigt zum Vergleich eine Voranschwemmung mit grober Gur ohne Cellulose. Es wird ersichtlich, dass die 25°-Trübung wesentlich länger auf einem hohen Niveau bleibt und beide Trübungen nach der ersten Voranschwemmung generell höher liegen. Dies lässt

vermuten, dass während der ersten Voranschwemmung gerade größere Partikel noch durchgerissen werden. Dies bestätigt auch der weitaus größere Trübungsausschlag beim Start der Dosage der zweiten Voranschwemmung. Da die zweite Voranschwemmung aus einem Gemisch aus grober und feiner Gur besteht, fällt die Trübung sehr rasch auf einen kleinen Wert ab; die gebildeten Brücken über den Spalten werden mit feineren Partikeln aufgefüllt, die Permeabilität des Filterkuchens wird so gesenkt. Cellulose in der ersten Voranschwemmung kann schon in sehr kleinen Mengen zu einem stabileren und dichteren Filterkuchen führen; der Filterkuchen wird unanfälliger gegen leichte Partikel- und Druckstöße, was gerade der Trübungsausschlag in Abbildung 5.12 bei der zweiten Voranschwemmung verdeutlicht. Die weiteren Filtrationen zeigten keine Unterschiede, wobei aber auch hier zu vermuten ist, dass die Voranschwemmung mit Cellulose-Gabe einen stabileren Filterkuchen aufbaut.

Abbildung 5.13 zeigt eine Voranschwemmung, bei der die grobe Gur für die erste Schicht mit mittlerer Gur ersetzt wurde.

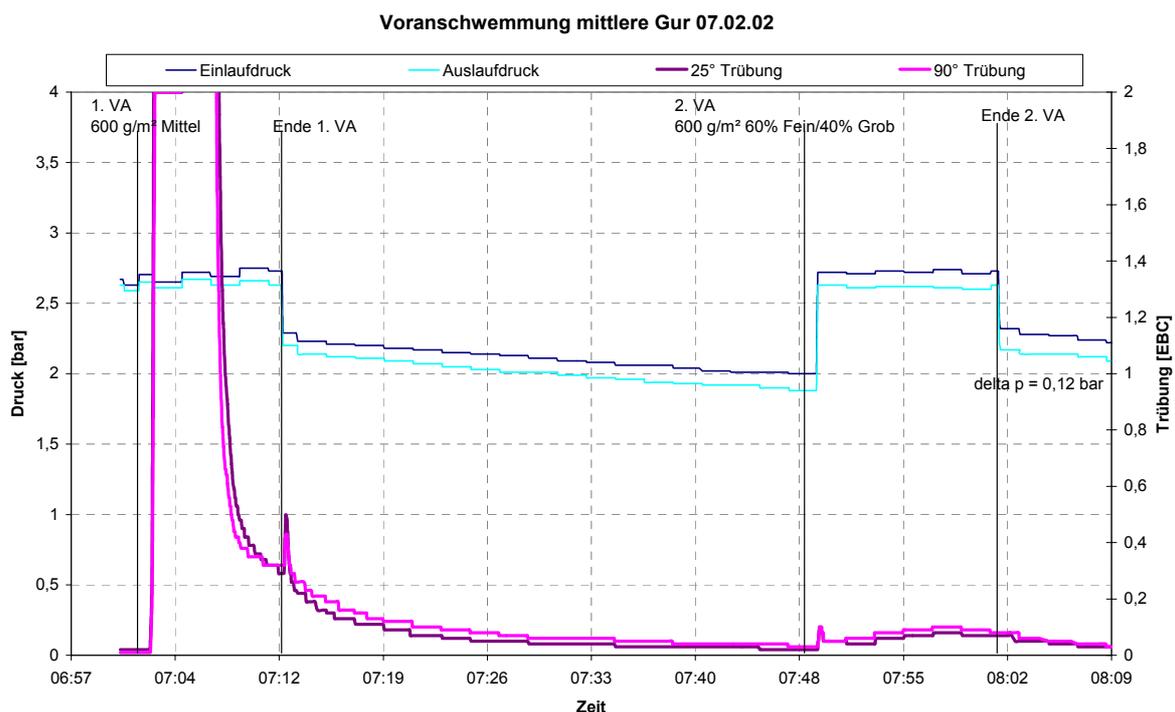


Abbildung 5.13: Trübungs- und Druckverlauf bei erster Voranschwemmung mit mittlerer Gur. Wird für die erste Voranschwemmung mittlere Gur verwendet, sinken die Trübungswerte sehr rasch auf einen sehr niedrigen Wert ab. Bei der Gabe der zweiten Voranschwemmung steigt die Trübung nur noch minimal an und sinkt schnell auf den Ausgangswert. Dies zeugt von einem sehr stabilen und vollständigen Brückenaufbau. Die Permeabilität des Filterkuchens ist etwas niedriger als bei einer Voranschwemmung mit grober Gur, was der etwas größere

Differenzdruck nach der Voranschwemmung verdeutlicht. Dies lässt den Schluss zu, dass die Poren der ersten Voranschwemmung aus grober Gur so groß waren, dass die kleineren Partikel der mittleren Gur am Anfang der zweiten Voranschwemmung durch sie hindurchgespült wurden. Erst als sich engere Kapillaren in und auf der ersten Voranschwemmung gebildet hatten, sank die Trübung. Bei mittlerer Gur war das nicht der Fall. Die Poren aus der ersten Voranschwemmung waren klein genug, um kleine Partikel der mittleren Gur am Durchdringen zu hindern, so dass kaum ein Trübungsanstieg erkennbar war. Im Filtrationsverlauf war kein Unterschied zu erkennen, unabhängig welche Kieselgur für die erste Voranschwemmung verwendet wurde. Was schon die Betrachtung der Partikelgrößenverteilungen der beiden Guren zeigte, ist es problemlos möglich, die grobe, flusskalzinierte Gur für die erste Voranschwemmung durch mittlere zu ersetzen. Voraussetzung für die Verwendung von mittlerer Gur für die brückenbildende erste Voranschwemmschicht dürfte aber ein enges Toleranzmaß bei den Spaltweiten sein. Auf diesen Sachverhalt wurde bei der Entwicklung der Filterelemente für den TFS-Filter sehr großer Wert gelegt; ist andernfalls mit sehr großen Spaltweiten zu rechnen, reichen die Partikelgrößen einer mittleren Gur vermutlich nicht mehr für einen vollständigen Brückenaufbau aus.

Wird mittlere Gur auch für die Dosage verwendet, kann auf eine zweite Voranschwemmung verzichtet werden. Da die Mischung von zweiter Voranschwemmung und Dosage erfahrungsgemäß gleich ist, kann die Voranschwemmung in einer Gabe erfolgen. Abbildung A.41 im Anhang zeigt den Trübungs- und Druckverlauf einer Voranschwemmung mit nur einer Gabe mittlerer Gur.

5.7 Versuche mit Perliten als Filterhilfsmittel

In einem weiteren Schritt wurde versucht, die Kieselgur als Filterhilfsmittel komplett zu ersetzen. Es wurden dazu Perlite unterschiedlicher Permeabilitäten eingesetzt und Filtrationen gemacht. Im Anhang in Abbildung A.42 sind die Partikelgrößenverteilungen der verwendeten Perliten W0, W4 und W5 dargestellt. Ein Vergleich mit den Partikelverteilungen von verschiedenen Kieselguren (Abbildung A.7 im Anhang) zeigt, dass die Perlite eine etwas breitere Verteilung (0 bis $> 100 \mu\text{m}$) aufweisen, der Anteil an kleineren Partikeln ($< 15 \mu\text{m}$) aber sehr groß ist.

Für die erste Voranschwemmung wurde das Perlit W0 mit einer hohen Permeabilität verwendet, die zweite Voranschwemmung bestand aus dem Perlit 5, entsprechend einer

mittleren Kieselgur. Die Mengen waren vergleichbar einer Anschwemmung mit Kieselgur und betragen ca. $2 \times 600 \text{ g/m}^2$. Im Anhang in Abbildung A.43 ist der Trübungs- und Druckverlauf der Voranschwemmung dargestellt. Ein Vergleich mit Kieselgur zeigt, dass zwar die Trübungswerte etwa denen bei einer Kieselguranschwemmung entsprechen, der Differenzdruck mit 0,5 bar nach der zweiten Voranschwemmung aber schon sehr groß ist. Begründet werden kann dies mit dem erhöhten Anteil an feineren Partikeln im Perlite-Haufwerk, die die Permeabilität des gebildeten Filterkuchens senken. Allerdings sind die feinen Partikel für ausreichende Trübungswerte notwendig. Dies wird verstärkt im Filtrationsverlauf deutlich.

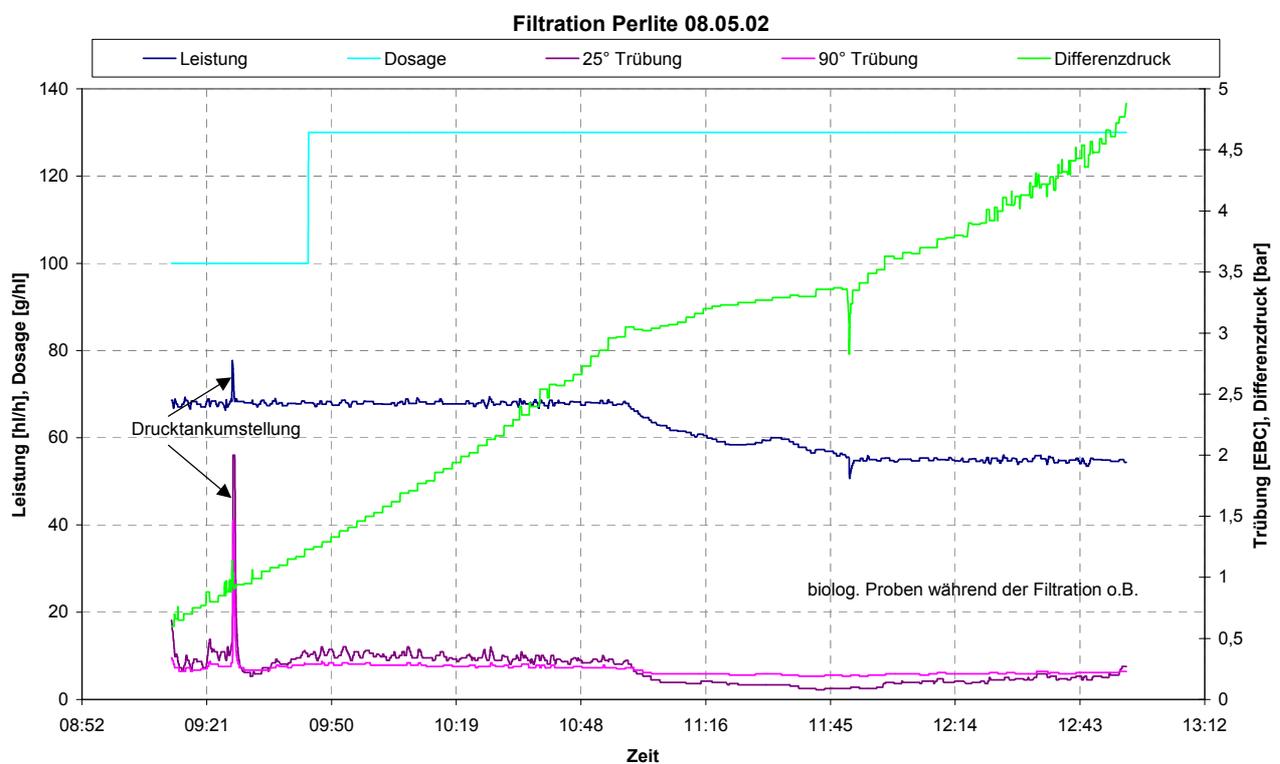


Abbildung 5.14: Filtrationsverlauf mit Perliten als Filterhilfsmittel

Abbildung 5.14 zeigt einen Filtrationsverlauf mit Perliten als Filterhilfsmittel. Mit einer genügend feinen Mischung der Perlite W4 und W5 konnten zwar die geforderten Trübungswerte eingehalten werden, der Druckanstieg mit ca. 0,8-0,9 bar/h war im Vergleich zu einer Kieselgurfiltration aber etwas höher. Die biologischen Ergebnisse der Filtration waren ohne Befund; auch ein Druckschlag, hervorgerufen durch einen Drucktankwechsel, führte zu keinem Hefedurchbruch. Lediglich ein Trübungsausschlag konnte beobachtet werden. Daraus kann auf einen stabilen Filterkuchen geschlossen werden.

Die Filtration hat gezeigt, dass Kieselgur als Filterhilfsmittel durch Perlite komplett ersetzt werden kann. Um akzeptable Trübungswerte zu erreichen, sind feinere Mischungen an

Perliten notwendig, die zwar einen etwas höheren Druckanstieg zur Folge haben, aber eine biologisch einwandfreie Filtration erlauben. Als Grund kann die „filtrierende Wirkung“ der Perlite angeführt werden. Perlite haben von ihrer Struktur her eine wesentlich geringere innere Oberfläche als beispielsweise Kieselgur; um eine bestimmte Trennschärfe zu erreichen, müssen so kleinere Partikelgrößen zugesetzt werden, die aber die Porosität des gebildeten Filterkuchens erniedrigen. So ist der größere Druckanstieg zu erklären.

Zusammenfassend kann gesagt werden, dass ein Ersatz von Kieselgur durch Perlite möglich und auch wirtschaftlich sinnvoll ist, aber im Filtrationsprozess es zu Veränderungen kommt. So muss der Druckanstieg und die Trennschärfe auf den jeweiligen Prozess abgestimmt werden. Die Ergebnisse lassen sich mit Untersuchungen von Geiger, Wagner und Lipps vom Lehrstuhl für Technologie der Brauerei II an der Technischen Universität München-Weihenstephan vergleichen. Es wurden dort an Kieselgurrahmen- und Horizontalfiltern Versuche mit Perliten (gleicher Hersteller) als Filterhilfsmittel durchgeführt. Als Ergebnis konnte hier festgehalten werden, dass die Trübungswerte leicht erhöht, die Filtrationen aber bezüglich der Hefereduzierung vergleichbar mit Kieselgur waren. Der Druckanstieg war mit Beimischungen von Cellulose moderat.¹

5.8 Diskussion der Filtrationsergebnisse und Schlussfolgerung

- Druckzunahme im Vergleich zu einem klassischen Kerzenfilter: Bei gleicher spezifischer Flächenleistung ($\text{hl}/\text{m}^2\text{h}$) konnte am TFS-Filter immer ein geringerer Druckanstieg als beim jeweiligen Vergleichsfilter festgestellt werden. Der niedrigere Druckverlauf sollte in einer längeren Standzeit genutzt werden; wird von vorneherein eine größere spezifische Leistung eingestellt, steigt der Druck unverhältnismäßig an.
- Trübung: Aus den Ergebnissen des Trübungsverlaufs am TFS- und Vergleichsfilter lassen sich keine Unterschiede erkennen. Primär hängt die Trübung vom Filterhilfsmittel ab; auch die spezifische Flächenleistung ($\text{hl}/\text{m}^2\text{h}$) zeigte – unabhängig vom Filtersystem - Auswirkungen auf die Trübung.
- Sauerstoffaufnahme: Am TFS-Filter konnte keine signifikante Sauerstoffaufnahme nachgewiesen werden.
- Ergebnisse der mikrobiologischen Filtratuntersuchung: Nach Abdichtung der Kerzen zum Register mit einem O-Ring konnte bei den Filtrationen keine Kulturhefen im

¹ Geiger, Wagner & Lipps (2001), S. 159-161.

Filtrat nachgewiesen werden. Die Abdichtung der Kerzen zum Register hat sich dabei als neuralgische Stelle erwiesen.

- Vor- und Nachlaufkennlinien: Durch die Verfahrenstechnik am TFS-Filter haben sich verschiedene Varianten der Vor- und Nachlaufabtrennung ergeben. Wird das Anschwemmwasser über den Bypass ausgeschoben, ergibt sich durch eine optimale Schichtung eine sehr geringe Vorlaufmenge. Für kurze Rüstzeiten wird das Wasser (Filtrationsbeginn) bzw. das Bier (Filtrationsende) über die Filterelemente als Wasser/Biergemisch verdrängt, separat als Vor- und Nachlauf gesammelt und wieder zudosiert.
- Für die Auslegung einer kompletten Filterbaureihe in einem Leistungsbereich von 50 –1000 hl/h wurden verschiedene Verbrauchskennzahlen und Rüstzeiten des Versuchsfilters aufgenommen. Für eine wirtschaftliche Arbeitsweise wurde hier auf Einsparungen und Kürzungen Wert gelegt.
- Als Ersatz für die flusskalzinierte, grobe Gur für die erste Voranschwemmung wurde mittlere Gur verwendet. Trübungsverläufe der Anschwemmung, das Anschwemmverhalten und die Filtrationen belegen, dass dies problemlos möglich ist.
- Auch ein kompletter Ersatz der Kieselgur mit Perliten konnte mit mikrobiologisch einwandfreien Filtrationen belegt werden.

Mit 70 hl/h Filterleistung war der getestete TFS-Filter ein sehr kleiner Kerzenfilter. Die meisten Kerzenfilter werden mit einer Leistung zwischen 100 und 800 hl/h gefertigt. Dennoch sind alle Versuchsergebnisse bis auf die angegebenen Mengen des Vor- und Nachlaufs problemlos auf größere Filter übertragbar. Durch eine optimale Strömungsführung im Filterkessel können die Werte für Vor- und Nachlauf durch eine Relativierung auf die Filterfläche bzw. das Kesselvolumen hochgerechnet werden.

6. Twin-Flow-System-Filter in großtechnischem Maßstab

Für die Umsetzung der in den Versuchen gewonnenen Ergebnisse auf Filter für den großtechnischen Maßstab in einem Leistungsbereich bis 1000 hl/h wurde der Versuchsfilter einer Abnahme unterzogen. Damit können die Daten als Basis für ein Up-Scaling dienen und Garantiewerte für den Verkauf festgelegt werden.

6.1 Validierung des Twin-Flow-Systems

Für die Abnahme des TFS-Filters mit einer Leistung von 70 hl/h wurde der Lehrstuhl für Technologie der Brauerei II (Prof. Dr. Ing. Geiger) und die Brautechnische Prüf- und Versuchsanstalt (Prof. Dr. Ing. Miedaner) gemeinsam beauftragt, die Filteranlage technologisch, mikrobiologisch sowie leistungs- und ressourcenmäßig zu überprüfen. Die Filteranlage war vollautomatisiert und konnte über ein Touch-Panel bedient werden. Eine Spezifikation ist in der Tabelle 5.1 in Kapitel 5.1 aufgeführt.



Abbildung 6.1: Versuchsfilter mit KG-Dosiergefäß und Steuerungseinheit

Die Versuchsanordnung war wie in Kapitel 5.1 beschrieben. Es wurde parallel zur Vergleichslinie II filtriert, das Unfiltrat kam aus dem gleichen Puffertank, die Kieselgur

wurde der Zentralversorgung entnommen und war mischungs- und mengenmäßig gleich eingestellt. Die Filteranlage wurde am Vortag inklusive der Probenahmegeräte sterilisiert; es wurde mit 85°-grädigem, 0,2%-angesäuertem Heißwasser 30 Minuten im Kreislauf gehalten.

Als Untersuchungsparameter können folgende Punkte angeführt werden:

- Bieranalyse Unfiltrat
- Filtratuntersuchung auf Kulturhefen (manuelle Proben und Durchschnittsprobe mit automatischem Probenahmegerät)
- Sauerstoffgehalte vor und nach dem Filter
- Spezifischer Kieselgurverbrauch
- Druckzunahme bzw. Volumenleistung des Filters
- Trübung EBC Filterauslauf
- Rüstzeiten
- Vor- und Nachlaufmengen
- Partikelgrößenanalyse angeschwemmter Kieselgur Kerze unten und oben

Nachfolgend sind die wichtigsten Ergebnisse zusammengefasst:

Unfiltrat: Am Versuchstag wurde über die ganze Filtration Vollbier Hell filtriert. Die für die Filtration wichtigsten Unfiltratwerte zeigt Tabelle 6.1:

Tabelle 6.1: Werte für Unfiltrat

	Einheiten	Werte
Hefezellzahl	[Hz/ml]	1,2 Mio.
Viskosität	[mPas]	1,61
Fotometrischer Jodwert	E	0,055
β-Glucan	mg/l	201
β-Glucan-Gel	mg/l	0
Filtrierbarkeit nach Esser	G _{max}	74

Die analytischen Werte des zu filtrierenden Bieres lagen alle im Normbereich.

Mikrobiologie: Die Ergebnisse der mikrobiologischen Untersuchung waren einwandfrei. Über eine Filterlaufzeit von 10 Stunden konnte bei keiner der untersuchten Proben ein Hefedurchtritt festgestellt werden.

Sauerstoffaufnahme: Die Messungen vor und nach dem Filter zeigen, dass keine signifikante Sauerstoffaufnahme nachgewiesen werden konnte.

Spezifischer Kieselgurverbrauch: Als Voranschwemmung wurden jeweils 600 g/m² für die erste und zweite Voranschwemmung aufgebracht. Bei einer Gesamtvoranschwemmung von 13,4 kg ergibt dies 1200 g/m² mit einer Anschwemmdicke von 3,1 mm. Der Volumenstrom

beim Anschwemmen betrug auf der Unfiltratseite 135 hl/h, auf der Filtratseite 120 hl/h. Somit ergibt sich eine Bypassleistung von 15 hl/h. Der durchschnittliche Kieselgurverbrauch für die Dosage wurde mit 77,7 g/hl festgestellt.

Druckzunahme bzw. Volumenleistung: Bei einer Nettofiltrationsdauer von 10 Stunden war ein Differenzdruck von 3,04 bar festzustellen, bei einem Einlaufdruck von 4,95 bar. Die Filtration wurde also vorzeitig beendet, da der maximale Einlaufdruck 8 bar beträgt. In den 10 Stunden Filtrationsdauer wurden 675 hl Bier filtriert, bezogen auf die Filterfläche 60,3 hl/m². Abbildung 6.2 zeigt, dass der Differenzdruck beim Vergleichsfilter bereits 4,2 bar betrug, obwohl die Leistung nach 7,5 Stunden reduziert wurde.

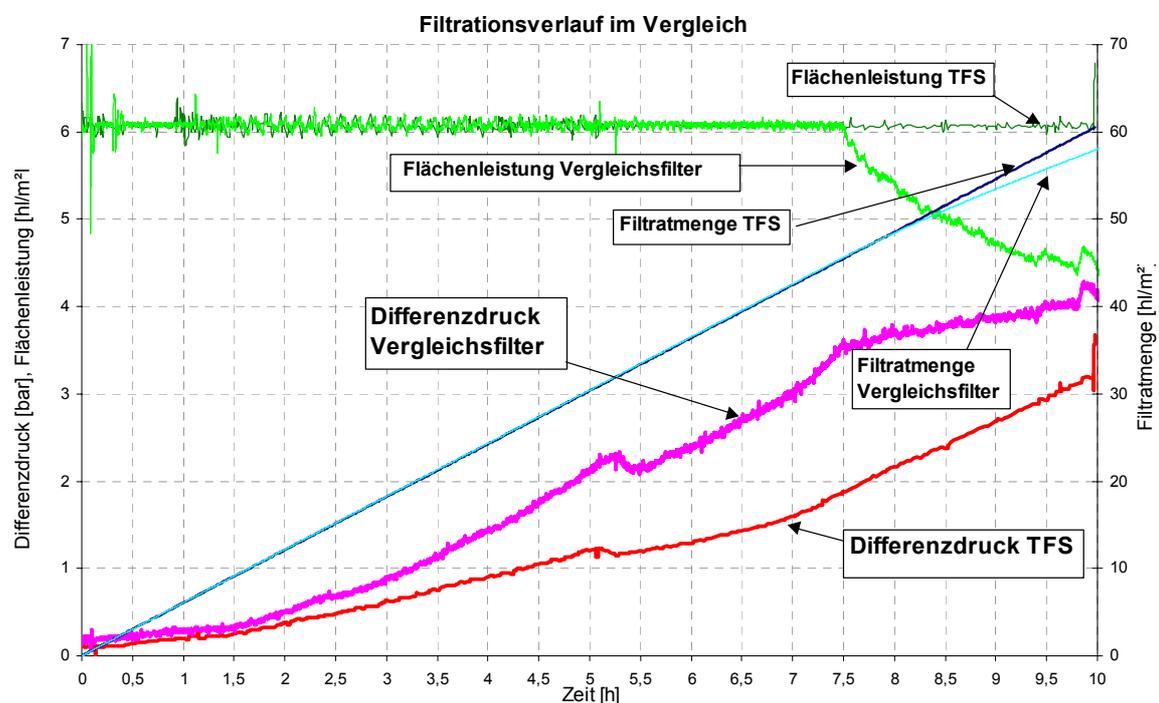


Abbildung 6.2: Filtrationsverlauf der Abnahmefiltration

Trübung EBC Filterauslauf: Die Trübung am Filterauslauf schwankte bei der 90°-Messung zwischen 0,17 und 0,23 und war bei beiden Filtern gleich.

Rüstzeiten: siehe Kapitel 5.5

Vor- und Nachlaufmengen: Die Vorlaufmenge betrug 8 hl (3,6 hl bezogen auf 11 GG% oder bezogen auf das Kesselvolumen 60%) bei Abtrennung über die Filterkerzen. Bei alternativer Abtrennung über den Bypass reduzierte sich die Menge auf 2,5 hl (1,1 hl bezogen auf 11 GG% oder bezogen auf das Kesselvolumen 17%). Die Nachlaufmenge bei Abtrennung über die Filterelemente betrug 16,5 hl (7,1 hl bezogen auf 11 GG% oder bezogen auf das Kesselvolumen 110 %). Als Vor- bzw. Nachlauf wurde das Bier/Wassergemisch von 20-90% der Originalstammwürze bezeichnet. Die Diagramme 5.8, 5.9 und 5.10 in Kapitel 5.3 zeigen den graphischen Verlauf der Vor- bzw. Nachlaufabtrennung.

Partikelgrößenverteilung von angeschwemmter Kieselgur Kerze oben/unten: Bei den Proben, die nach der Filtration oben und unten von der Kerze genommen wurden, konnten keine Unterschiede festgestellt werden. Dies lässt auf eine absolut gleichmäßige Verteilung der Kieselgur auf der gesamten Kerzenlänge schließen.^{1, 2, 3, 4, 5}

Um eine weitere Absicherung der Ergebnisse zu erhalten und die Grundlage für ein Up-Scaling zu schaffen, wurde eine großtechnische Filteranlage einer Abnahme unterzogen.

Die Abnahme erfolgte als Gemeinschaftsprojekt der Staatl. Brautechnischen Prüf- und Versuchsanstalt Weihenstephan und der Versuchs- und Lehranstalt für Brauerei in Berlin.

Der TFS-Filter, Typ 1500/62,95 ist mit 253 Filterelementen von je einer Länge von 2400 mm ausgestattet. Bei einer Filterfläche von ca. 0,25 m²/Element ergibt sich eine GesamtfILTERfläche von 62,95 m².



Abbildung 6.3: TFS-Filter mit einer Leistung von 400 hl/h

¹ Kain (2002), S. 1-29

² Stippler & Kain (2002), S. 10-11.

³ Kain, Flossmann & Hahn (2002), S. 18-20.

⁴ Kain, Flossmann & Hahn (2002), S. 1750-1758.

⁵ Kain, Flossmann & Hahn (2003), S. 166-169.

Die Leistung des Filters liegt bei 400 hl/h; der Trubraum beträgt 2308 l. Abbildung A.48 im Anhang zeigt ein Fließbild der Filteranlage.

Als Untersuchungsparameter sind folgende Punkte anzuführen:

- Mikrobiologie
 - a) Haltbarkeitsproben (Auswertung nach 14 Tagen Bebrütung), versetzt mit Nachweismedium NBB-Konzentrat.
 - b) Halbstündliche Membranfiltration auf Hefen von 500 ml Bier auf Nachweismedium Würzeagar.
 - c) Zweistündliche Membranfiltration auf Bierschädlinge von 500 ml Bier auf Nachweismedium S7-S-Agar.
 - d) Sammelprobe $\frac{3}{4}$ der Probemenge Membranfiltration auf Nachweismedium Würzegeatine, $\frac{1}{4}$ der Probemenge Membranfiltration auf Nachweismedium schwachgehopftes Bier.
- Sauerstoffaufnahme
- Voranschwemmung und spezifischer Kieselgurverbrauch
- Rüstzeiten
- Druckzunahme, Filtrationsleistung
- Trübungswerte
- Analyse des Unfiltrates

An dieser Filteranlage ergibt sich ein entscheidender Unterschied zur Abnahme des Versuchsfilters. Der Filter hier wird mit filtriertem Bier angeschwemmt, es entfällt also der Ausschub des Anschwemmwassers, die Vorlaufabtrennung.

Ergebnisse

Mikrobiologie: Die mikrobiologischen Ergebnisse sind zusammengefasst im Anhang in Tabelle A.T4 zu sehen. Im untersuchten Sterilisationswasser waren keine Keime, im Anschwemmbier waren im Einlauf 2 Kulturhefen pro 100ml nachzuweisen. Das zulaufende Anschwemmbier brachte zwar Hefen mit, jedoch nach der Anschwemmung war das Filtrat absolut frei von Hefen und Bierschädlingen, so dass für die Filtration selbst optimale Voraussetzungen vorlagen. Am Kieselgurfilter-Einlauf konnten bei den Haltbarkeitsproben nur bei der 1. Probe von Pils aus Lagertank 13 Laktobazillen festgestellt werden. Danach waren alle Stichproben ohne Befund. Diese Resultate werden durch die Sammelproben (Durchschnittsproben) auch noch unterstrichen. Die Probe des Anlaufpils zeigte ebenfalls Laktobazillen. Bedingt durch die Probenahme werden die Organismen auch noch mit in die 2.

Probe, Anlauf des Premiums, hinüber gezogen. Danach waren alle Einlaufdurchschnittsproben ohne Befund. Am Kieselgurfilter-Auslauf tauchten die im Einlauf gefundenen Laktobazillen im Filtrat nicht mehr auf, was sich bei allen Membranfiltrationen auf S7-S-Agar sowie bei den Durchschnittsproben in schwach gehopftem Bier eindeutig bestätigte.

Grundsätzlich waren die Proben hefefrei, bis auf zwei Momente:

- 1) Beim Anfahren der Filtration mit Pils nach der Anschwemmung war zwar vom Filter der Weg zu den Drucktanks freigegeben, das Ventil des Drucktanks aber noch geschlossen. Dadurch wurde gegen die geschlossene Klappe gefahren, was zwangsläufig einen Druckstoß brachte. Auf dem Würzeagar ergab dies unzählige Kulturhefen/100 ml, machte sich aber parallel bei der Haltbarkeitsprobe sowie der Durchschnittsprobe nicht bemerkbar.
- 2) Die Filtration lief dann 4,5 Stunden ohne jegliche Keimbelastung.
- 3) Um 12:18 Uhr erfolgte die Umstellung auf einen anderen Drucktank, wobei kurzfristig der Weg geschlossen war. Dadurch ergab sich erneut ein Druckstoß, der auf den Diagrammen deutlich sichtbar ist. Die Folge waren 107 Hefen/100 ml in der zu diesem Zeitpunkt anhängenden Sammelflasche.

Zeitverzögert, bedingt durch die Probenahmemöglichkeit, war die Einzelprobe um 12:45 Uhr mit unzähligen Kulturhefen/100 ml überwachsen.

Um 13:15 Uhr wurden dann nur noch 3 Hefen/100 ml gefunden, also die übliche Garantiegrenze von 5 Hefen/100 ml war wieder unterschritten, die Folge des Druckstoßes überwunden.

Danach tauchen vereinzelt <1 Hefe/100 ml auf, mal in der Sammelprobe, mal bei den Einzelproben.

Bis auf die zwei von außen verursachten Druckstößen lief die Filtration absolut optimal, die üblichen Garantien von maximal 5 Hefen/100 ml wurden sicher erreicht. Das Filtersystem erfüllt die Garantien ausgezeichnet.

Sauerstoffmessung: Die Messung am Einlauf begann um 6:05 Uhr beim Befüllen des Filters mit Bier, die Messung am Auslauf 6:16 Uhr beim ersten Bier aus dem Filter, welches dann im Kreislauf zur Anschwemmung gelangte. Die Kieselgur wurde mit behandeltem Wasser angerührt und nur mit CO₂ begast.

Nach 46 Minuten beim Umstellen auf Unfiltrat sank die O₂-Einlaufkonzentration auf unter 0,02 mg/l ab, wobei von unwesentlichen Schwankungen abgesehen der Wert sich dann unter oder um 0,01 mg O₂/l einpendelte.

Mit weiteren ca. 10 Minuten Verzögerung zur Durchlaufzeit von ca. 15 Minuten fiel dann der Wert im Auslauf steil ab auf unter 0,005 mg O₂/l.

Abgesehen von der natürlichen Verzögerung durch die kleinen Bypassleitungen zu den O₂-Messgeräten verliefen dann die Kurven parallel, wobei eine Aufnahme deutlich unter 0,02 mg O₂/l festzustellen war.

Zum Teil bewegte sich die Differenz im Messtoleranzbereich der beiden O₂-Messaufnehmer. Diese Werte im Auslauf wurden eindeutig durch die betriebsinternen O₂-Messgeräte von Dr. Thiedig und Mettler Toledo bestätigt. Die O₂-Werte erfüllen in jeder Hinsicht die Maximal-Aufnahmegarantie von < 0,02 mg O₂/l, wobei durch die niedrigen Werte im Grenzbereich der Messgenauigkeit gearbeitet wurde. Dies ist umso erstaunlicher, da die Kieselgursuspension nur begast worden ist und nicht mit O₂-armem Wasser angerührt wurde.

Voranschwemmung und spezifischer Kieselgurverbrauch: Das Sterilisationswasser wurde mit CO₂ aus dem Filter gedrückt. Zum Anschwemmen wurde der Filter mit filtriertem Bier aus einem Drucktank befüllt und damit die Voranschwemmung durchgeführt, die Kieselgur mit unbehandeltem Wasser angerührt, jedoch im Dosagebehälter mit CO₂ begast.

Die erste und zweite Voranschwemmung betrug $2 \times 600 \text{ g/m}^2$, gesamt nur 1200 g/m^2 .

Der Volumenstrom beim Anschwemmen betrug auf der Unfiltratseite 680 hl/h, auf der Filtratseite 630 hl/h. Somit ergibt sich eine Bypassleistung von 50 hl/h.

Fasst man die erste und zweite Voranschwemmung zusammen und bezieht sie auf die gesamte Filtrationsmenge, so ergeben sich 15,6 g/hl.

Diese Menge von der Gesamtdosage von 76 g/hl abgezogen, ergeben eine laufende Dosage von 60,4 g/hl.

Rüstzeiten: Die Rüstzeiten setzen sich wie folgt zusammen:

Filter mit Bier füllen	10 Minuten
1. Voranschwemmung	7 Minuten
Kreislauf	10 Minuten
2. Voranschwemmung	9 Minuten
Kreislauf	10 Minuten
Vorlauf (bis Sauerstoffwert erreicht)	10 Minuten
Filtration	
Nachlauf	15 Minuten

KG-Austrag 6 Minuten

Spülen (Dosimat, Leitungen) 15 Minuten

Druckzunahme/Filtrationsleistung: Insgesamt wurden bei einer stündlichen Einstelleistung von 400 hl ab 7:05 bei einer Filtratzeit von 13 Stunden und 4 Minuten 5063 hl Bier filtriert, was einer genauen Filtrationsleistung von 387,5 hl/h beträgt. Dass nicht genau 400 hl/h erreicht werden, hängt damit zusammen, dass beim Sortenwechsel zu Beginn von Pils auf Premium und zum Schluss von Premium auf Pils beim jeweiligen Leerfahren des Puffertanks die Leistung reduziert wurde.

Trübungswerte: Die Trübungsmessungen wurden inline durch ein Sigris-Photometer bei 90° und bei 25° ermittelt. Die Werte lagen während der gesamten Filtration mit Werten unter 0,5 EBC bzw. 0,2 EBC in einem optimalen Bereich, was auch die Kontrollmessung des Labors bestätigte.

Analyse des Unfiltrates: Die β -Glucan-Werte liegen zwar sehr hoch, es konnten aber keine Gele festgestellt werden, so dass aus dieser Sicht keine Probleme zu erwarten sind, zumal vorher im Tank eine Behandlung und Klärung stattgefunden hat.

Nach dem Raible-Test (Filtrationsvorhersage) liegen die Normwerte für die Filtrationsqualität bei 4,0-4,5 hl/m²h, so dass durch die recht hohen Werte eine sehr gute Filtration zu erwarten ist. Dies wird auch durch die Esser-Werte noch unterstrichen.

Tabelle 6.2: Unfiltratanalyse

	Lagertank 17 Premium	Lagertank 2 Premium	Lagertank 2 + 10 Premium
Beta-Glucan-Gehalt mg/l	219	182	201
Beta-Glucan-Gel mg/l	0	0	0
Esser-Test G _{max} g	120	127	135
Test nach Raible hl/m ² h (Filtrationsvorhersage)	6,7	6,9	5,8
Hefezellzahl Unfiltrat/ml	328000	230000	./.

6.2 Up-Scaling

Die Übereinstimmung der Abnahmeergebnisse der beiden Anlagen mit 70 hl/h und 400 hl/h stellen eine optimale Grundlage für ein Up-Scaling dar. Nachfolgend sollen einige Punkte beleuchtet werden, auf die besonderes Augenmerk beim Up-Scaling gelegt wurde.

Geometrische bzw. konstruktive Merkmale

Durch eine geeignete Wahl von Filterkesseldurchmesser-Abstufungen wurde ein Verhältnis Filterfläche zu Kesselvolumen von 1,1-1,2 bei allen Filtergrößen eingehalten. Generelles Hauptaugenmerk lag dabei auf einer schlanken Kesselbauweise, die einen geringeren Medienverschnitt nach sich zieht. Bestätigt wird dies durch den Vergleich von Nachlaufmengen beider untersuchten Filtergrößen (vgl. Abbildung 5.10 Kap. 5.3.5 und Abbildung A.44 im Anhang). Bezogen auf den Kesselinhalt ergeben sich beide Male eine Verschnittmenge von ca. 120 % vom Kesselinhalt, betrachtet man jeweils die Mengen zwischen 20% und 90% der Originalstammwürze.

Für das Up-Scaling ist der Einlaufverteiler, „Flowstreamer“, von entscheidender Bedeutung. Der Einlaufverteiler soll bei jeder Behältergröße und relativ unabhängig von der eingestellten Leistung eine homogene und gleichbleibende Strömungsverteilung erzeugen. Dazu manifestiert sich die Hauptaufgabe, die Einlaufgeschwindigkeit in der Rohrleitung auf eine geeignete Strömungsgeschwindigkeit für den möglichst turbulenzlosen Einlauf in den Filterkessel zu reduzieren; es erfolgt also der Abbau von kinetischer Energie, um Abströmungen durch starke Wirbelbildung am unteren Ende der Filterkerzen zu vermeiden. Für die Funktion des Twin-Flow-Filters wichtig ist zudem eine Strömungsumlenkung um 90°, um eine optimale Schichtung der Medien – Kolbenströmung – zu erreichen. Der Vergleich der Verschnittmengen der beiden untersuchten Filter hat gezeigt, dass das Up-Scaling des Einlaufvertellers richtig, die Einströmgeschwindigkeit von $< 0,3$ m/s durch eine geeignete Variation von Tellerdurchmesser und Austrittsfläche geeignet ist.

Für eine ausreichende Auslegung des Trubraumes bestätigte sich, dass ein Lochteilungsmaß von 82 mm optimal ist, um die Leistungsfähigkeit – Trubraum und maximale Druckdifferenz – am besten auszuschöpfen. Da das Lochteilungsmaß für alle Filtertypen gleich bleibt, ist das Filterflächen/Trubraum Verhältnis immer gleich.

Verfahrenstechnik

Für die Voranschwemmung hat sich gezeigt, dass ein Volumenstrom von 150% der „normalen“ Filtrationsleistung für eine schnelle Verteilung der Partikel und den schnellen Transport bis ans obere Ende der Kerzen optimal erscheint. Eine höhere Geschwindigkeit an den Spalten – sowohl Querströmung in vertikaler Richtung als auch die Horizontalgeschwindigkeit durch die Spalten – scheinen für einen stabilen und raschen

Brückenaufbau günstig zu sein, was ein rascherer Trübungsabfall bestätigt. LEUBNER und RIEBEL¹ haben festgestellt, dass durch höhere Querströmungen am Filtermedium die Kuchenstruktur verändert wird. Es führt zu einer Homogenisierung der Partikelgrößenverteilung der Filterhilfsmittel und einem somit geringeren Kuchenwiderstand durch günstige Transportvorgänge. Auch diese höheren Strömungsgeschwindigkeiten werden vom Einlaufverteiler problemlos „verarbeitet“.

Da der Bypassvolumenstrom nur von geometrischen Größen – freie Durchgangsfläche aus Filterdurchmesser abzüglich der aufsummierten Filterelementsquerschnittsfläche – und der Sinkgeschwindigkeit der eingesetzten Filterhilfsmittel abhängig ist, fällt ein Up-Scaling relativ leicht. Die Größe des Bypassvolumenstromes variiert nur mit dem Behälterdurchmesser und der dazugehörigen Anzahl der Filterelemente und kann so einfach berechnet werden.

Für eine ausreichende Reinigung hat sich herausgestellt, dass eine Leistung von 150 % der Filterleistung sowohl für die Behälterreinigung über genügend groß dimensionierte Sprühköpfe als auch für die Registerreinigung ausreichend ist. Durch die somit hohen Strömungsgeschwindigkeiten (in umgekehrter Filtrationsrichtung) in den Rohrleitungen und die taktweise Ansteuerung von Registerteilen (erneute Erhöhung der Reinigungseffizienz durch Aufteilung der Register inklusive Filterelementen in zwei bis drei Teile) kann mit weniger Wasser effizienter gereinigt werden. Abbildung 6.4 zeigt den Vergleich von Strömungsgeschwindigkeiten beim Rückspülen beim TFS-Filter und klassischen Kerzenfilter.

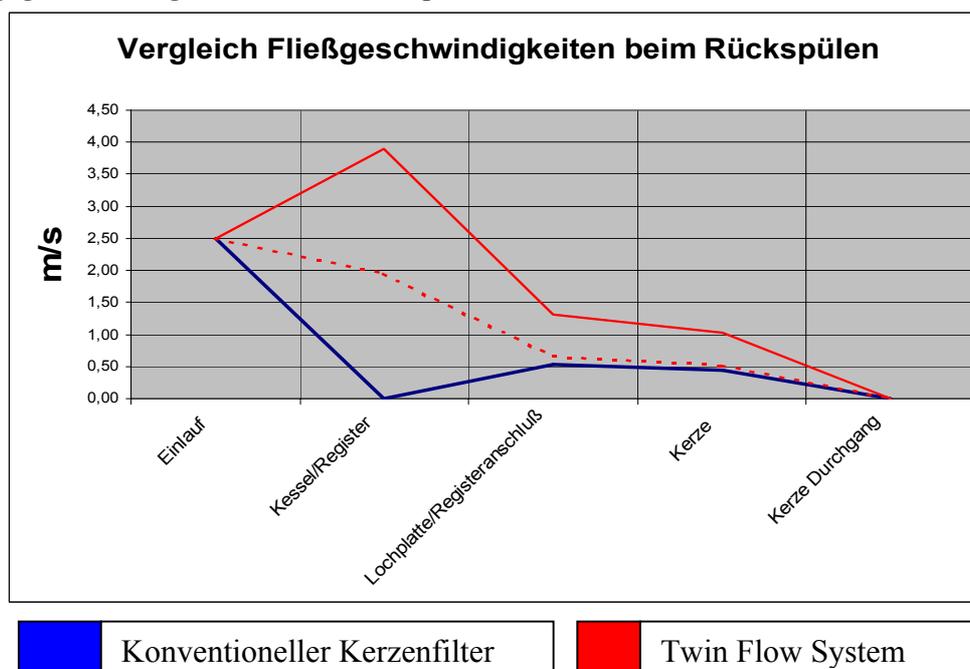


Abbildung 6.4: Vergleich Fließgeschwindigkeiten beim Rückspülen

¹ Leubner & Riebel (2001), S. 1424-1428.

6.3 Bestätigung der gewonnenen technischen und technologischen Erkenntnisse

Die im Versuchsmaßstab gewonnenen Erkenntnisse sollten an verschiedenen Anlagen mit unterschiedlichen Leistungen bestätigt werden.

Anlage A TFS 900/15,86 mit 100 hl/h

Bis auf das Lochteilungsmaß von 82 mm (beim Versuchsfilter 100 mm) ist dieser Filter von den konstruktiven Merkmalen identisch mit dem Versuchsfilter. Abbildung 6.5 zeigt eine Ansicht des Filters.



Abbildung 6.5: TFS-Filter Typ 900/15,86

Der Filter mit ebenfalls einem Durchmesser von 900 mm hat aber bedingt durch das kleinere, standardmäßige Lochteilungsmaß von 82 mm 85 Filterkerzen und somit eine Filterfläche von 15,86 m². Für die vorgegebene Leistung von 100 hl/h ergibt sich eine spezifische Filterleistung von 6,3 hl/m²h.¹

Die mit dem Versuchsfilter ermittelten Verbrauchs- und Leistungszahlen konnten mit diesem Filter bestätigt werden. Durch die Einbindung in eine Vollautomation wurden die Rüstzeiten manifestiert. Die Anlage zeigt auch technologisch die in den Abnahmen herausgearbeiteten

¹ Müller (2002), S. 15.

Vorgaben. Das Filtrat des Filters ist hefefrei, die Standzeiten orientieren sich an den angenommenen Werten für den Trubraum bzw. die maximale Druckdifferenz.

Anlage B TFS 1100/26,59 mit 200 hl/h

Diese Filteranlage ist eine Modifikation bzw. ein Umbau eines vorhandenen Filters auf das TFS-System. Es wurde hierbei ein klassischer Kerzenfilter mit Lochplattensystem umgebaut auf das TFS-System. Um den vorhandenen Filterkessel weiter nützen zu können, wurde zwischen Behälterdeckel und -zarge ein Zwischenring eingesetzt. Darin befestigt ist das Register mit den beiden Filtratabläufen. Für den Bypass wurde der Filtratablauf des alten Systems genutzt, alle anderen, nicht mehr benötigten Anschlüsse am Deckel und auch an der Behälterzarge wurden hygienegerecht verschlossen. Es folgten Änderungen der Leitungsführung, insbesondere eine Ergänzung mit dem Twin Flow und zwei Regelventilen. In diesem Zuge entfernte man nicht mehr notwendige Leitungen und integrierte Automatikventile für einen gewissen Grad an Prozeßautomatisation. Hinzu kam eine neue Trübungsmessung mit Zwei-Winkelprinzip und die Kreislaufautomatik.

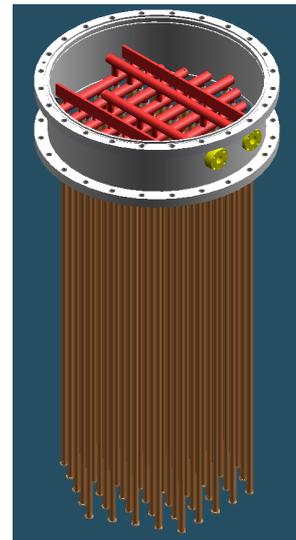


Abbildung 6.6: Werksfoto und 3D-Graphik - Register mit Zwischenring zum Einbau in den vorhandenen Filter

Die Veränderung in den technischen Daten wurde folgendermaßen fixiert:

Tabelle 6.3: Technische Daten vor und nach dem Umbau

	Einheiten	alter Filter	TFS-U (Twin Flow Umbau)
metallische Filterfläche	[m ² _{met}]	29,7	26,6
Kerzenlängen	[mm]	1328	1900
Kerzenanzahl	[Stk.]	219	135
Kerzenabstände	[mm]	66	82

Trubraum	[l]	657	975
Filtermitteleintrag	[kg]	193	286
Kesselinhalt	[hl]	23,6	24,7
Filtratleistung	[hl/h]	170	200 + 20Bypass

Aus dieser Liste der Projektierungsdaten werden bereits folgende Veränderungen deutlich: Die Filterfläche erfährt eine geringfügige Reduzierung um ca. 10%. Die Filterelemente werden erheblich verlängert. Durch den Zwischenring ist dies beliebig möglich. Außerdem erlauben hier die konstruktiven Neuerungen des Twin-Flow-Systems durch stabilere Kerzenbauweise und die Anströmung durch den Twin Flow neue Freiheitsgrade. Durch ein größeres Teilungsmaß der Filterelemente wird Platz geschaffen für mehr Trubraum. Dieser wurde um 30% vergrößert und erlaubt nun die erforderlichen größeren Tageschargen. Auch die Leistungsfähigkeit des Filters erhöht sich von ca. 170-180 hl/h auf 200 hl/h.



Abbildung 6.7: TFS-Filter (Umbau) Typ 1100/26,6

Eingebunden ist der TFS-Filter in eine bestehende Anlage mit einer Zentrifuge für Spezial- und Weizenbiere, einem Puffertank Unfiltrat, einer Kieselgeldosage vor dem Puffertank und einem nachgeschalteten PVPP- und Trap-Filter.

Die Filtrationsergebnisse

Nach 12 Monaten voller Produktion/Filtration wurden die Ergebnisse mit den Filtrationen des Vorjahres-Zeitraumes verglichen. Für den Vergleich wurden jeweils 20 Filtrationen herangezogen. Die Durchschnittswerte sind in der nachfolgenden Tabelle 6.4 zusammengestellt.

Tabelle 6.4: Ergebnisse aus jeweils 20 Filtrationen - Durchschnittswerte

	Einheiten	Alter Filter	Neuer TFS-Umbau
Menge pro Filtration	[hl]	825	1023
Menge pro metallischer Filterfläche	[hl/m ² _{met}]	27,8	38,5
Voranschwemmung	[kg]	60	35
Kieselgurverbrauch gesamt	[g/hl]	180	120
Trübungswerte 90°	[EBC]	< 0,5	< 0,5
Trübungswerte 25°	[EBC]	< 0,2	< 0,2
Biologie	[HZ/100ml]	keine Ang.	0

Die Ergebnisse zeigen schon sehr deutlich, dass der Umbau auf das TF-System große Einsparungen mit sich brachte. So konnten die Filtrationsmengen bei gleichzeitiger Verminderung des Kieselgurverbrauchs erhöht werden. Hier kommt sowohl die geringere Voranschwemmung wie auch Reduzierungen bei der Dosage zum Tragen. Da hier Versuche mit verschiedenen Kieselguren vorgenommen wurden, kann dieser Wert künftig noch nach unten korrigiert werden. Die biologischen Befunde waren von Anfang an ohne Beanstandungen. Sowohl die brauereiiernen Durchschnittsproben als auch Einzelnachweise von Filtrationen, die zur Untersuchung zur Prüf- und Versuchsanstalt nach Weihenstephan gingen, zeigten keinerlei Befunde.

Vor- und Nachläufe werden derzeit über die Filterelemente abgetrennt und im Vor- und Nachlauftank gesammelt. Die im Anhang in Abbildung A.45 dargestellten Verläufe zeigen ähnlich gute Werte wie die Abnahmeergebnisse. Hier manifestiert sich die konsequente Inhaltsreduzierung in allen Bereichen des Filters.

Verkürzte Spülvorgänge verringerten auch die Spülwassermengen. Durch die effiziente Rückspültechnik - Vervielfachung des Wasservolumenstromes durch wechselndes Abschalten eines Registerteiles - und das einfache Kesselreinigen über die Sprühköpfe im Behälterdeckel konnte bei einer Halbautomatikanlage sehr auf Wassereinsparung Wert gelegt werden.^{1, 2, 3, 4, 5, 6}

¹ Kain (2002), S. 1-29.

² Hahn & Kain (2002), S. 12-13.

³ Kain, Flossmann & Hahn (

⁴ Kain, Flossmann & Hahn (2002), S. 18-20.

⁵ Kain, Flossmann & Hahn (2002), S. 1750-1758.

⁶ Kain, Flossmann & Hahn (2003), S. 170-172.

Zusammenfassung

Auch durch einen Umbau eines vorhandenen Filters auf das TF-System können alle Vorteile ausgeschöpft werden.

- Durch die deutlich gesteigerten Filtratmengen bei kleinerer Filterfläche zeigt sich die 10 %ige Mehrleistung.
- Mikrobiologische Befunde zeigen eine völlige Hefefreiheit des Filtrates.
- Der Kieselgurverbrauch kann deutlich gesenkt werden (Voranschwemmung und Dosage).
- Spülwassermengen werden durch verkürzte Spülvorgänge und effiziente Rückspültechnik und Behälterreinigung gesenkt.
- Bestätigung der Vor- und Nachlaufmengen von 80% bzw. 120 % des Kesselinhaltes.

Anlage C TFS 1500/62,95 mit 400 hl/h

An diesem abgenommenen Filter konnten noch weiter Daten gewonnen werden. Der TFS-Filter stellt eine Ersatzinvestition für einen Horizontalsiebfilter dar. In Tabelle 6.5 sind einige Kennzahlen und Ergebnisse im Vergleich der beiden Filter dargestellt.

Tabelle 6.5: Kennzahlen und Resultate im Vergleich

	Einheiten	vor Umbau	TFS-Filter
Filterfläche	[m ²]	70,2	62,9
Trubraum	[l]	2208	2308
Leistung	[hl/h]	350	400
Voranschwemmung	[kg]	116	80
durchschn. Gesamtkieselgurverbrauch	[g/hl]	147	100
durchschn. Filtratmengen pro Filtration ^{*)}	[hl]	2989	4581
durchschn. spezif. Filtratmengen pro Filtr. ^{*)}	[hl/m ²]	42,6	72,7

^{*)} betrachtet wurde der selbe Zeitraum vor und nach dem Umbau

Trotz einer deutlichen Verringerung der Filterfläche wird eine größere Leistung realisiert. Eine Vergrößerung des Trubvolumens kann durch einen genügend großen Kerzenabstand erreicht werden; für eine ausreichende Filterfläche wurde eine Kerzenlänge von 2400 mm gewählt und so ein relativ schlanker Filterkessel verwirklicht. Auch bei dieser Kerzenlänge ist eine homogene und bis obenhin gleichbleibende Anschwemmung zu beobachten, wie Abbildung 6.8 verdeutlicht.



Abbildung 6.8: Anschwemmung oben bei einer Kerzenlänge von 2400 mm

Die Voranschwemmung konnte um 30 % gesenkt werden, der durchschnittliche Gesamtkieselgurverbrauch wird ebenfalls drastisch reduziert. Die Filtratmengen steigen trotz der Verringerung der Filterfläche und der damit gegebenen Erhöhung der spezifischen Leistung von 4,98 hl/m²h auf 6,35 hl/m²h bei gleichbleibender Trübung. Die 10%-ige Mehrleistung kann auch hier nachgewiesen werden. Als Zeichen der Leistungsfähigkeit des TFS-Filters soll eine Filtration betrachtet werden, bei der eine Filtratmenge von 9188 hl über 23 Stunden gewonnen werden konnte. Umgerechnet auf die Filterfläche sind dies 146 hl/m² spezifische Filtratmenge. Der Kieselgurverbrauch liegt bei dieser Filtration bei 61 g/hl. Abbildung 6.9 zeigt den Verlauf der Filtration.

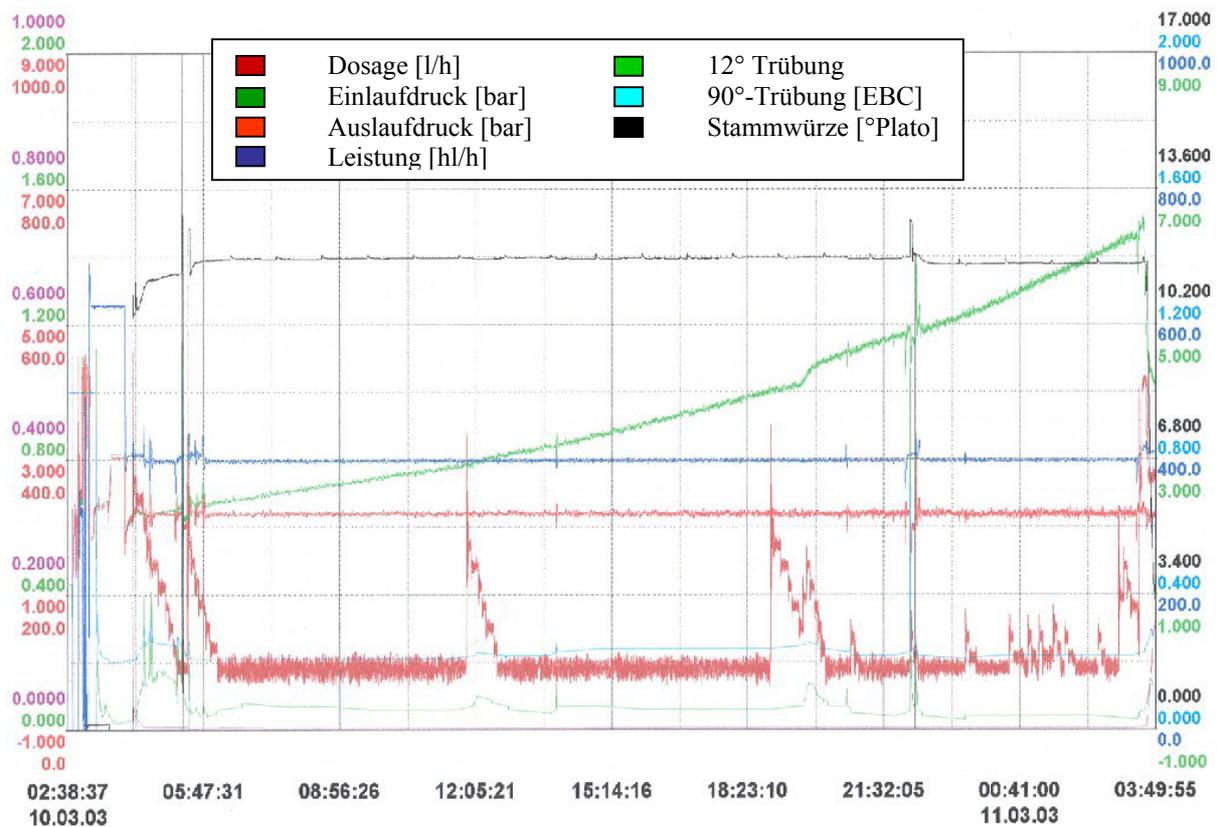


Abbildung 6.9: Filtrationsverlauf 10.03.03, Anlage C TFS 1500/62,95 mit 400 hl/h

Durch diese langen Standzeiten resultieren natürlich sehr geringe spezifische Kosten pro hl Filtrat, da die Ausnutzung der Voranschwemmung sehr groß ist; ebenso verringern sich Kosten für Spülwasser oder Sterilisation, Rüstzeiten werden effektiver genutzt.¹

Bei einer Partikelmessung des Filtrates konnte die Qualität der Filtration untermauert werden. In erster Linie ist zwar eine absolute Hefefreiheit des Filtrates wichtig, aber zunehmend wird die Partikelverteilung im Filtrat wichtiger. Neue Messsysteme erlauben die Detektion von Partikeln bis zu einer Größe von 1 µm; eine Partikelbilanzierung zeigt die absolute Partikelanzahl pro Klassenbreite auf. Liegen genügend Erfahrungswerte über

¹ Kain, Hahn & Krieger (2003), S. 1133-1145.

Partikelverteilungen im Filtrat vor, so lässt sich dadurch eine Aussage über die Qualität der Filtration treffen. Berücksichtigt werden muss dabei natürlich die „Qualität“ des Unfiltrates, da die Prozessführung im Vorfeld der Filtration den Ausgangswert an Partikeln im Unfiltrat entscheidend festlegt. Durch die Auswahl von geeigneten Filterhilfsmitteln und Filterhilfsmittelmischungen kann die Trenngrenze bzw. die Rückhalteeffizienz an Partikeln bei der Filtration festgelegt werden.¹ Der Filter bzw. das Filtermittel übernimmt dabei die Aufgabe, für einen optimalen Kuchenaufbau zu sorgen.

In Anlage C ist während einer Filtration eine Online-Messung über einen bestimmten Zeitraum vorgenommen worden. Zum Einsatz kam ein Partikelzähler, Modell 8000A mit Sensor Modell HRLD150 der Firma Pacific Scientific Instruments. Es wird dabei ein Messvolumen von 30 ml gemessen; in Abbildung 6.10 sind die kumulierten Werte aller Partikel, die größer oder gleich 2 µm sind, auf 100 ml umgerechnet und im Vergleich zur Trübungsmessung dargestellt.

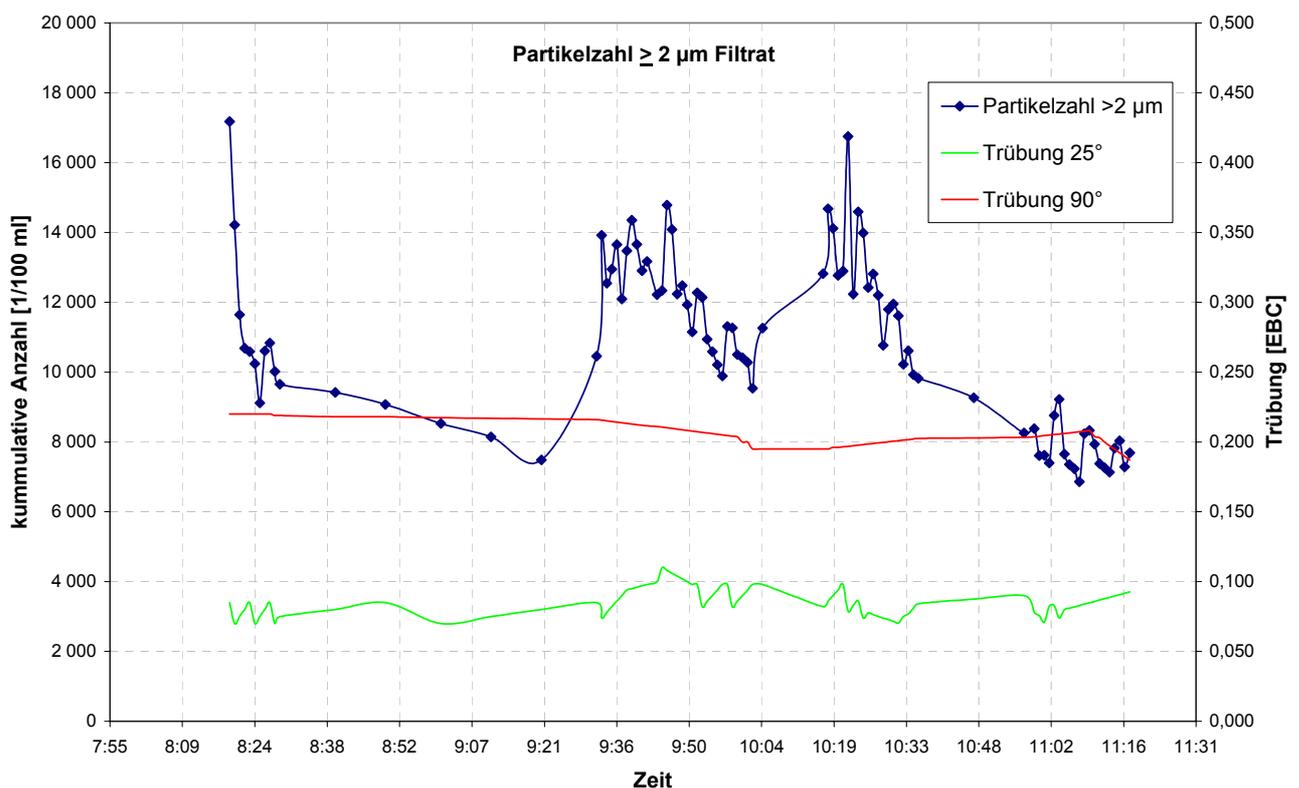


Abbildung 6.10: Partikel $\geq 2 \mu\text{m}$ im Vergleich zur Trübungsmessung

Im Anhang in Abbildung A.46 sind die kumulierten Partikelmengen von 2, 4, 10 und 50 µm-Partikel dargestellt. Über einen Zeitraum von 3 Stunden wurde eine Vergleichsmessung durchgeführt. Vergleicht man die Menge an gemessenen Partikeln größer 2 µm mit Angaben aus der Literatur, erkennt man, dass die Rückhalteeffizienz des Filters optimal ist.

¹ Kolczyk & Oechsle (1998), S. 1-12.

ANNEMÜLLER¹ gibt als Normalwerte für einen Kieselguranschwemmfilter eine Gesamtzahl an Partikel $\geq 2 \mu\text{m}$ einen Bereich von 50.000-150.000 pro 100 ml an. Die hier vorliegenden Werte bewegen sich zwischen 7.000 und 15.000 Partikeln pro 100 ml. Da die Messung bereits eine Stunde nach Filtrationsbeginn vorgenommen wurde, ist das Ergebnis umso höher zu bewerten, da mit zunehmender Kuchendicke im Filtrationsverlauf die Partikelzahl abnimmt. Abbildung A.46 im Anhang verdeutlicht, dass Partikel $\geq 50 \mu\text{m}$ nicht mehr, Partikel $\geq 10 \mu\text{m}$ nur noch vereinzelt nachzuweisen waren. Auch dies zeugt von einem optimalen Kuchenaufbau im Filter.

Eine Korrelation von Partikelmenge im Filtrat und Trübung konnte hier nicht festgestellt werden. Der leichte Anstieg an Partikeln zwischen 9:30 und 10:30 Uhr wird von der Trübungsmessung nicht angezeigt. Eine Begründung hierfür mag der relativ kleine Absolutwert an Partikel im Filtrat sein. In anderen Messungen konnte aber ein eindeutiger Zusammenhang von Partikelanzahl und Trübung einerseits und der Biersorte andererseits festgestellt werden.

Anlage D TFS 1800/86,44 mit 500 hl/h

In einer ukrainischen Brauerei wurde ein TFS-Filter mit einem Kesseldurchmesser von 1800 mm, einer Filterfläche von 86,44 m² und einem Trubvolumen von 3170 l installiert.

Durch stetigen Ausstoßzuwachs wurde in der Brauerei eine Kapazitätserweiterung notwendig. Mit einer nominalen Leistung von 500 hl/h vor dem Blender wird mit dem TFS-Filter Bier mit einer Stammwürze von 15 - 16,5 °Plato filtriert. Den hohen Stammwürzegehalten wurde mit einer großen Filterfläche und einer damit gegebenen spezifischen Leistung von 5,7 hl/m²h Rechnung getragen. Auch der große Trubraum mit einem Kieselguraufnahmevermögen von 932 kg sorgt für entsprechend lange Standzeiten bei relativ hohen Kieselgurdosagen.

Durch saisonbedingte sehr kurze Lagerzeiten ist das Unfiltrat schwer filtrierbar; sehr großen Hefezellzahlen von bis zu 10 Mio. Hefezellen/ml und einem hohen Gehalt an Eiweißen kann nur mit hohen und relativ feinen Gaben an Kieselgur entgegengewirkt werden. Perfekt angeschwemmte Kerzen sorgen auch hier für hefefreies Filtrat mit gewünschtem Trübungswert.

Ein weiteres Manko stellte in dieser Brauerei der hohe Gehalt an CO₂ im entgasten Wasser dar. Beim Befüllen des Kessels vor der Voranschwemmung ist eine vollständige Entlüftung des Systems allgemein wichtig. Da der gesamte Kessel Unfiltratraum ist und über den Bypass

¹ Annemüller, Marx & Gottkehaschka (2000), S. 1573-1578.

durchströmt werden kann, ist ein Entlüften auch bei hohen Gasgehalten möglich. Hier zeigt das Registersystem eindeutige Vorteile.

Ansonsten konnten die vorher gewonnenen, technologischen und verbrauchstechnischen Erkenntnisse bestätigt werden.



Abbildung 6.11: TFS-Filter Typ1800/86,44

7 Twin-Flow-System-Filter zur Bierstabilisierung mit PVPP

Immer höher werdende Ansprüche von Verbraucher und Handel an Frische und Reinheit der Biere, lange Vertriebswege durch die starke Exportzunahme und die genaue Angabe des Mindesthaltbarkeitsdatums fordern heute eine Bierstabilität, die allein durch sorgfältige Rohstoffauswahl und eine optimierte und saubere Herstellungstechnologie nicht mehr zu erreichen ist.¹

Eine Bierstabilisierung mit PVPP (Polyvinylpolypyrrolidon) gilt seit langem als Methode zur Verlängerung der kolloidalen Stabilität der Biere.

7.1 Grundlagen und Theorie der PVPP-Stabilisierung

Stabilität

Eine „Nichtstabilität“ wirkt sich im visuellen (Farbe, Klarheit, Schaum) und im sensorisch-organoleptischen Bereich (Geruch, Geschmack) aus und hat die Ursachen entweder im mikrobiologischen Kontaminationen oder in einer chemisch physikalischen Veränderung Bieres. Chemisch-physikalische Instabilität äußert sich im Auftreten entweder von Kälte-trübungen, die bei tiefen Lagertemperaturen auftreten, bei Erwärmung sich jedoch wieder auflösen, oder den Dauertrübungen, die bei Raumtemperaturen unlöslich bleiben. Die Kälte-trübung wird als Vorläufer von einer Dauertrübung gesehen.²

Der letzte Kenntnisstand über die chemisch-physikalisch Stabilität von Bieren kann folgendermaßen beschrieben werden: In Bieren bestehen zwischen Proteinen, Tanninen (Gerbstoffe) und Protein/Tannin-Addukten chemische Gleichgewichte.³ Im Bier gibt es eine sehr große Anzahl von polyphenolischen Substanzen. Einfache Polyphenole besitzen keine Gerbkraft und können so die Haltbarkeit des Bieres nicht beeinflussen. Einige Polyphenole haben die Fähigkeit der Polymerisation oder Kondensation und steigern so ihr Molekulargewicht. Zunehmende Molekülaggregationen dieser Protein/Tannin-Addukte lässt zunächst lösliche Formen unlöslich werden. Dadurch entstehen unerwünschte Trübungen bei Lagerung und Transport; das Bier verliert seine ursprüngliche Glanzfeinheit und es kann sich ein Bodensatz bilden.

¹ Schlenker, Thoma & Oechsle (1999), S. 794.

² Chapon (1968), S. 1769-1775.

³ Siebert (1996), S. 80-85.

Wichtigste organische Trübungsbildner sind vor allem Polyphenole und Proteine. In der Gruppe der Polyphenole hat man Flavanoidine wie das (+)-Epicatechin oder (+)-Catechin und die Kondensationsprodukte Procyanidin B3 und Prodelphinidin B3 als Vorläufer trübungsrelevanter Substanzen identifiziert.^{1, 2} Es sind dies Stoffe, die in den Rohstoffen Malz und Hopfen mehr oder minder vorhanden sind, und auf Grund ihrer chemischen Struktur mit direkt benachbarten OH-Gruppen sehr oxidationsempfindlich sind und zur Polymerisation neigen. Über die Hydroxyfunktionen können die Polyphenole mit Proteinen Wasserstoffbrückenbindungen eingehen und agglomerieren; weiterhin findet auch eine rein adsorptive Bindung der Proteine an die Polyphenole statt. Es bilden dabei nur Polypeptide, die die Aminosäure Prolin enthalten, Kolloide mit Polyphenolen.³ Durch Fortschreiten der Kolloidbildung entstehen unlösliche Niederschläge. Einfluss auf die Geschwindigkeit der Kolloidbildung (Verschiebung des Gleichgewichtes) haben äußere Faktoren wie Temperatur, Licht, Bewegung des Bieres (Transport) und im Bier enthaltene Schwermetalle durch ihre katalytische Wirkung.

Polyvinylpolypyrrolidon (PVPP)

Im Jahre 1939 wurde von der Firma BASF ein Weg gefunden, einfaches Polyvinylpyrrolidon (PVP) synthetisch herzustellen. Erst 1954 wurde der Einsatz von PVP als Bierstabilisierungsmittel entdeckt. In der Folgezeit wurde es in vielen Ländern als lebensmitteltauglich zugelassen und weiter am Herstellungsverfahren und der Wirkungsweise geforscht. In den 60iger Jahren ersetzten skandinavische Brauereien einfaches PVP mit quervernetztem PVPP, das in seiner Wirkungsweise weit höher lag. Erst 1974 wurde PVPP als Stabilisierungsmittel in Deutschland zugelassen.

Ausgangssubstanzen für die Synthese von PVPP sind Formaldehyd und Acetylen; über katalysierte Reaktionen entsteht in mehreren Schritten PVP. Über ein patentiertes Polymersationsverfahren (Crosslinking) wird PVP quervernetzt, es entsteht Polyvinylpolypyrrolidon (PVPP).⁴ Durch die hochmolekulare Struktur ist PVPP unlöslich in Wasser, Säuren, Basen und allen bekannten organischen Lösungsmitteln. Abbildung 7.1 zeigt den Ausschnitt aus der Struktur von PVPP das mittels einer Wasserstoffbrückenbindung mit einem Polyphenol (Catechin) verbunden ist. Die Lactamstruktur von PVPP zeigt chemische

¹ Kusche (2001), S. 843.

² McMurrrough (1993), S. 39.

³ Siebert (1996), S. 1997-2005.

⁴ BASF, S. 1-32.

Verwandtschaft mit der Peptidbindung von Proteinen. Dem PVPP kommt so die Aufgabe eines Protein-„Dummies“ zu.

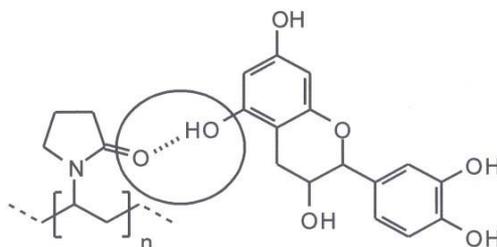


Abbildung 7.1: PVPP (Ausschnitt aus Struktur) mit gebundenem Polyphenol (Catechin) über Wasserstoffbrückenbindung

Unterschieden werden kann zwischen sogenanntem Einweg-PVPP, das mit der Kieselgur oder aus einem eigenen Additivdosierbehälter – für eine längere Kontaktzeit vor dem Puffertank Unfiltrat - dem Filtrationsprozess zudosiert und verworfen wird, und regenerierbarem PVPP, das in einem eigenem Prozessschritt dosiert, aus dem Bier wieder filtriert und anschließend regeneriert wird. Tabelle 7.1 zeigt einige Daten von verschiedenen PVPP-Produkten.

Tabelle 7.1: Daten von verschiedenen PVPP-Produkten

	Einweg-PVPP (z.B. Divergan® F)	Regenerierbares PVPP (z.B. Divergan® RS)
Nassdichte [kg/l]	0,2-0,25	0,25
Catechinadsorption [%]	>55	>40
Quellvolumen [l/kg]	<6	<6
Permeabilität (Wasserwert)	>4	>100

Partikelgrößenverteilungen sind in Abbildung A.8 im Anhang dargestellt. Es wird ersichtlich, dass Einweg-PVPP wesentlich mehr feine Partikel aufweist und so in seiner Wirkungsweise (Adsorptionskraft) effektiver ist, als das gröbere, regenerierbare PVPP. Die Größe der Partikel hängt von den Polymerisationsbedingungen ab.

Mechanismus

Die Anwesenheit des Pyrrolidonringes trägt durch seine strukturelle Ähnlichkeit zur Aminosäure Prolin dazu bei, dass das PVPP eine Art Proteinatrappe darstellt und so in das kolloidale Gefüge von Getränken einzugreifen vermag. Die Affinität von Polyphenolen im Bier zum PVPP ist dabei größer als zu den Proteinen. Durch eine schnelle Reaktion von Polyphenolen mit PVPP wird das im Bier bereits vorhandene Gleichgewicht von Proteinen

und Polyphenolen zugunsten einer Adsorption an das PVPP verschoben.¹ Bevorzugt werden Polyphenole mit hoher Molmasse und sterisch zugänglichen phenolischen OH-Gruppen.² Diese Verbindungen gehören vor allem zur Gruppe der oben erwähnten flavanoiden Polyphenole, die in Getränken als Trübungsbildner bekannt sind. Dadurch wirkt PVPP höchst selektiv auf die trübungsrelevanten Verbindungen ein.

Verfahrenstechnik

Der Stabilisiermittelverbrauch hängt primär von der „Ausgangsstabilität“ eines Bieres und so vom Rohstoffeinsatz und dem vorangegangenen Prozess ab.³ All-malt-Biere benötigen eine etwas höhere Dosage als Biere, für deren Herstellungsprozess auch andere Cerealien oder Rohfrucht verwendet wurden. Eine steigende PVPP-Dosage bewirkt eine immer weniger große Abnahme der Polyphenolkonzentration. Es ergibt sich daraus ein Optimum für die Dosage von 20 –50 g/hl. Wird zusätzlich Eiweißstabilisierungsmittel zugegeben, so kann die Dosagemenge für den gewünschten Stabilisierungsgrad vermindert werden. Wird Einweg-PVPP mit Kieselgur dosiert, muss der Einfluss des PVPP's auf die Kuchenstruktur (Nassdichte, Permeabilität) berücksichtigt werden. Auch eine längere Kontaktzeit lässt die Polyphenolkonzentration nicht mehr weiter absinken. Ein Optimum hier liegt bei 3-5 Minuten. Diese Verweilzeit ergibt sich aus dem Filterkesselvolumen und der Durchsatzleistung und kann normalerweise leicht eingehalten werden. Der optimale pH-Bereich für eine weitgehende Adsorption liegt im Säuren bei 3,2 bis 3,8. Generell wird die pH-Abhängigkeit der Gleichgewichtsreaktion von PVPP mit Polyphenolen auch zur Regeneration des Stabilisierungsmittels genutzt. Durch eine pH-Erhöhung (Regenerationslauge) werden die Bindungen zwischen PVPP und Polyphenolen nach dem Stabilisierungsprozess wieder gelöst und so das PVPP für eine mehrmalige Nutzung regeneriert. Nach einer anschließenden Neutralisation und Sterilisation mit heißer, verdünnter Säure wird das behandelte PVPP in den Dosierbehälter zurückgeführt. Dort erfolgt eine Einstellung der Dosierkonzentration.

¹ Rehmanji et al. (1997), S. 11-15.

² Oechsle & Fussnegger (1995), S. 1380-1384.

³ Narziß, Rusitzka & Fulda (1968), S. 1833-1843.

Anlagenbeschreibung

Eine kontinuierlich arbeitende PVPP-Stabilisier- und Regenerieranlage besteht aus folgenden Hauptbestandteilen:

- PVPP-Stapeldosiergefäß
- Filter (Horizontalsieb- oder Kerzenfilter)
- Dosierpumpe
- Förderpumpe
- Interne Verrohrung
- Evtl. CIP-Stapelbehälter für Regenerationslauge und angesäuertes Heißwasser

Das Stapeldosiergerät ist für die entsprechende Charge bei einer 1:10 bis 1:20 Suspension ausgelegt. Heizflächen oder ein nachgeschalteter Wärmetauscher in der Dosageleitung sorgen für eine Sterilität der Suspension, ein langsamlaufendes Rührwerk hält die Partikel in Schwebelage. Für eine Entlüftung der Suspension wird über eine Sinterkerze CO₂ eingeblasen.

Verfahrenstechnisch sind an den Filter keine besonderen Ansprüche gestellt. Er dient lediglich der möglichst vollständigen Trennung von PVPP und Bier. Als Filter werden Kieselgurfilter mit größerem Trubraum eingesetzt; so wird dem größeren Quellvolumen des PVPP's (6 l/kg) Rechnung getragen. Konstruktiv sind die Distanzringe zwischen den Sieben bzw. der Abstand zwischen den Filterkerzen größer ausgeführt.¹ Bei Horizontalfiltern sind Sprühleisten für einen rückstandslosen und schonenden Austrag eingesetzt. In Kerzenfiltern sind für eine vollständige Aufwirbelung vor der Regeneration im untersten Punkt des Filterkessels eine zusätzliche Einlaufleitung installiert. Ausgehend von der Überlegung, dass Kerzenfilter im Bereich der Kieselgurfiltration sich auf Grund äußerst geringer Wartungs- und Instandhaltungskosten durchsetzen konnten, liegt es nahe, die eindeutigen Vorteile dieses Systems auch für die PVPP-Stabilisierung zu nutzen. Gerade die beschränkte Lebensdauer der Filtergewebe durch die erhöhte Verblockungsneigung des PVPP's verursacht bei Horizontalfiltern erhebliche Mehrkosten.^{2, 3, 4}

Das CIP-System kann unterschiedlich ausgeführt sein. Je nach Abwassersituation der Brauerei kann eine Lauge- bzw. Säurekonzentratdosierung direkt in das Leitungssystem erfolgen, wobei die Medien nach jedem Reinigungs- bzw. Regenerationzyklus verworfen werden. Normalerweise werden aber Stapeltanks für die 1%ige Laugelösung und das

¹ Majan & Schrader (1997), S. 113-115.

² Schrader (2000), S. III-VI.

³ Weigand (2002), S. 1-8.

⁴ Filtrox (2001); S. 71.

angesäuerte Heißwasser zur Anlagenneutralisation und –sterilisation vorgesehen. Zusätzlich können Tanks für Heiß- und Kaltwasser installiert werden.

Grundsätzlich ist es von der Brauereigröße abhängig, welches Verfahren der Stabilisierung eingesetzt wird. Ab einer Betriebsgröße von ca. 200000 hl/a hat sich die Inline-PVPP-Stabilisierung im Recyclingverfahren als das wirtschaftlichste System herausgestellt. Bei geringerem Bierausstoß erscheint eine verlorene Dosierung sinnvoller.

7.2 TFS-Filter als Stabilisieranlage

Als Stabilisier-Anlage sind die TFS-Filter standardmäßig mit einem Lochteilungsmaß von 92 mm ausgeführt. Daraus resultiert ein PVPP-Aufnahmevermögen von ca. 49 l/m² oder 8,1 kg/m². Die Filter sind so ausgelegt, dass eine Verweilzeit von 5 Minuten immer erreicht wird. Als spezifische Leistung werden Werte von 12-15 hl/m²h angenommen. Dadurch können die PVPP-Filter optimal auf den Kieselgurfilter ausgelegt werden, je nach Standzeit oder Trubaufnahmevermögen des KG-Filters. Als Filtermittel werden auch hier Spaltwickelkerzen mit einem Spaltabstand von 60 µm und kleinen Toleranzen eingesetzt. So und durch optimale Anschwemmbedingungen durch die Bypassströmung können Verluste an PVPP, gerade bei der Voranschwemmung, minimiert werden.

In einer Altbierbrauerei in Nordrhein-Westfalen wurde ein TFS-Filter als PVPP-Stabilisierfilter installiert. Der Stabilisierfilter ist mit einer internen Vollautomation zwischen dem Kieselgurrahmenfilter und einem Schichtenfilter jeweils mit einer Leistung von 300 hl/h gesetzt. Für die Regeneration und Reinigung ist eine eigene CIP mit zwei Stapeltanks für Heißwasser und Heißlauge vorgesehen. Der PVPP-Filter kann so unabhängig von den Vor- und Nachfiltern regeneriert und gereinigt werden.

Der PVPP-Filter hat einen Kesseldurchmesser von 1200 mm und mit den 2000 mm langen Kerzen eine Filterfläche von 25,09 m². Mit 12 hl/m²h erreicht er eine Leistung von 300 hl/h. Bei einem Trubvolumen von 1232 l kann der Filter maximal 220 kg PVPP aufnehmen. Wird die Voranschwemmung abgezogen, verbleiben für die Dosage ca. 205 kg PVPP, was bei einer durchschnittlichen Dosage von 30 g/hl zu 6830 hl stabilisiertem Bier führt. So ist der PVPP-Filter für die langen Standzeiten des Kieselgurrahmenfilters optimal ausgelegt.



Abbildung 7.2: TFS-PVPP-Filter Typ 1200/25,09

Verfahrenstechnik

Nachdem der Kieselgurfilter angeschwemmt ist, wird der mit CO₂ vorgespannte PVPP-Filter mit filtriertem Bier gefüllt. Nach einem kurzem Entlüftungskreislauf wird die Voranschwemmung (ca. 500 g/m²) aufgebracht, um danach sofort blankes, stabilisiertes Bier zu erhalten. So fällt vom PVPP-Filter kein Vorlauf an, da die geringe Verdünnung durch die Voranschwemmung vernachlässigt werden kann. Während der Stabilisierung erfolgt die Dosage über einen Durchflusszähler in der Dosageleitung, so dass eine höchst mögliche Genauigkeit zu keiner Überstabilisierung und möglichst langen Standzeiten des PVPP-Filters führt. Der Nachlauf wird über die gesamte Filterlinie mit entgastem Wasser abgetrennt. Das Wasser-Biergemisch vom Kieselgurfilter wird dem PVPP-Filter von unten und oben über die Steigleitung zugeführt und über die Filterelemente abgetrennt. Nach dem Nachlaufabtrennen bis zu einer gewünschten Stammwürze schließt sich die Regeneration des PVPP's an, die unabhängig vom Kieselgur- und Schichtenfilter erfolgt.

Das verbleibende Bier-Wassergemisch im Filterkessel wird mit Heißwasser verdrängt, um die nachfolgende Regenerationslauge nicht zu stark zu verschmutzen und den Kesselinhalt zu erwärmen. Die Regeneration des PVPP's erfolgt mit einer 1%igen, 85°C-heißen Lauge. Dazu wird etwa ein Drittel des Filterkesselvolumens auf Gully gefahren, um die größten

Verunreinigungen (tief schwarze Lauge mit Schmutzfracht) zu lösen. Nach dem Restezug des nicht benötigten PVPP's aus dem Stapeldosierbehälter über eine separate Kreiselpumpe für die Voranschwemmung und den Restezug schließt sich eine Zirkulation der Lauge an, um die restlichen Gerbstoffe vom PVPP zu lösen. Die Lauge wird dazu noch auf 85°C nachgeheizt; im Kreislauf werden sämtliche Leitungsabschnitte intervallweise gereinigt. Anschließend wird die Lauge mit Heißwasser auf Gully verdrängt. Zur Sterilisation und Neutralisation erfolgt dann eine 20-minütige Zirkulation mit angesäuertem Heißwasser – Ansäuerung durch Inline-Dosierung von konzentrierter Säure (HNO_3 oder H_3PO_4) in das Rohrleitungssystem -, wobei alle Leitungen dabei in Intervallen sterilisiert werden. Das angesäuerte Heißwasser wird mit Heißwasser wiederum auf Gully verdrängt. Somit ist das PVPP regeneriert (die Gerbstoffe sind mit der Lauge – pH-Erhöhung – vom PVPP wieder gelöst worden) und sterilisiert und steht so für den nächsten Stabilisierungsprozess zur Verfügung. Dazu wird es mit CO_2 über die Austragsleitung in den Stapeldosierbehälter zurück gedrückt. Die CO_2 -Zufuhr erfolgt dabei rückwärts über die Filterelemente; der gesamte Kesselinhalt kann so in den Stapelbehälter zurückgeführt werden. Um die Verluste so gering wie möglich zu halten, schließen sich hier Spülschritte an, wobei das Spülwasser mit dem gesammeltem PVPP ebenfalls mit CO_2 ausgetragen wird. Der Filter steht dann mit CO_2 vorgespannt für den nächsten Stabilisationszyklus bereit. Der Stapeldosierbehälter wird bis zu einem vorgegebenen Niveau mit Frischwasser aufgefüllt, so dass immer die gleiche Suspensionsdichte (1:20) vorliegt.

7.3 Verbrauchskennzahlen und Rüstzeiten

Vor- und Nachlauf

Für die Bestimmung der Vor- und Nachlaufmengen wurde der PVPP-Filter mit entgastem Wasser im Kreislauf angeschwemmt. Beim Ausschub des Wassers mit filtriertem Bier konnte eine Vorlaufmenge von 20 hl festgestellt werden, wobei die Bestimmung bei 2 °Plato gestartet wurde. Dies sind ca. 70 % des Netto-Kesselinhalts und damit vergleichbar einem Kieselgur-TFS-Filter. Generell kann der PVPP-Filter mit filtriertem Bier angeschwemmt werden, so dass kein Vorlauf anfällt oder vergleichbar dem Kieselgurfilter mit entgastem Wasser mit nachfolgender Vorlaufabtrennung (Ausschub der gesamten Filterlinie mit Bier). Auch die Nachlaufmengen liegen mit ca. 125 % des Netto-Kesselinhaltes im Bereich der bereits bei den Kieselgurfiltern festgestellten Werte.

Regenerationsmedien

Als Verbrauch kann hier ca. ein Kesselinhalt an Heißwasser und 1,3 Kesselvolumen an 1%iger Lauge angegeben werden. Das Heißwasser dient zum Ausschub des Bier-Wassergemisches am Ende der Nachlaufabtrennung, die Lauge zum Lösen der Schmutzfracht. Die Lauge wird mit Heißwasser auf Gully verdrängt. Das nach dem Ausschub der Lauge im Filter befindliche Heißwasser wird mit konzentrierter Säure aufgeschärft. Für eine Neutralisation wird das angesäuerte Heißwasser wieder mit Heißwasser verdrängt, wobei hier nochmals ca. ein halber Kesselinhalt anfällt.

Als Verbrauch können also ca. 2,5-3 Kesselinhalte an Heißwasser und 1,3 Kesselinhalte Regenerationslauge angegeben werden. Zum Aufschärfen für die nächste Regeneration fallen ungefähr 3,5 kg 50%ige Lauge pro hl Kesselinhalt an. Für das Ansäuern des Heißwassers für die Sterilisation werden ca. 0,3 kg 53%ige Säure pro hl Kesselinhalt benötigt.

Kohlendioxid

Der Verbrauch an CO₂ für den PVPP-Austrag kann nur geschätzt werden und sollte bei etwa 0,028 m³ pro hl Kesselinhalt bei 4 bar liegen.

Spülwasser

Die Spülwassermengen liegen im Bereich der Kieselgurfilter und können bei diesem Filtertyp mit 20 hl angegeben werden.

PVPP

Nach 3 Monaten Betriebszeit konnte bei regelmäßigen Dichtemessungen der PVPP-Suspension noch kein Verlust festgestellt werden. Es bedurfte noch kein Nachfüllen von PVPP im Vergleich zum Erstansatz. Da der PVPP-Filter erst seit drei Monaten im Einsatz ist, sollte dies nicht überbewertet werden. Nach einem Jahr oder länger lassen sich verlässliche Aussagen über PVPP-Verluste machen, da erst dann eine mögliche mechanische Abnutzung zu Verschiebungen im Partikelgrößenbereich führt und so die Verluste mehr werden. Eine Messung des Partikelspektrums von gebrauchten (3 Monate im Einsatz) und im Vergleich dazu neuem PVPP hat, wie Abbildung 7.3 zeigt, ergeben, dass keine Verschiebungen eingetreten sind. Kleine Partikel haben durch den mehrmaligen Gebrauch abgenommen, wobei ein Großteil dieser Partikel beim Erstansatz nach einer Absetzzeit abgesaugt wird. Durch Agglomerationen hat der Anteil an größeren Partikeln zugenommen. Es kann also eine Zerschlagung der PVPP-Partikel ausgeschlossen werden. Aber auch dieses Ergebnis sollte über einen längeren Zeitraum manifestiert werden.

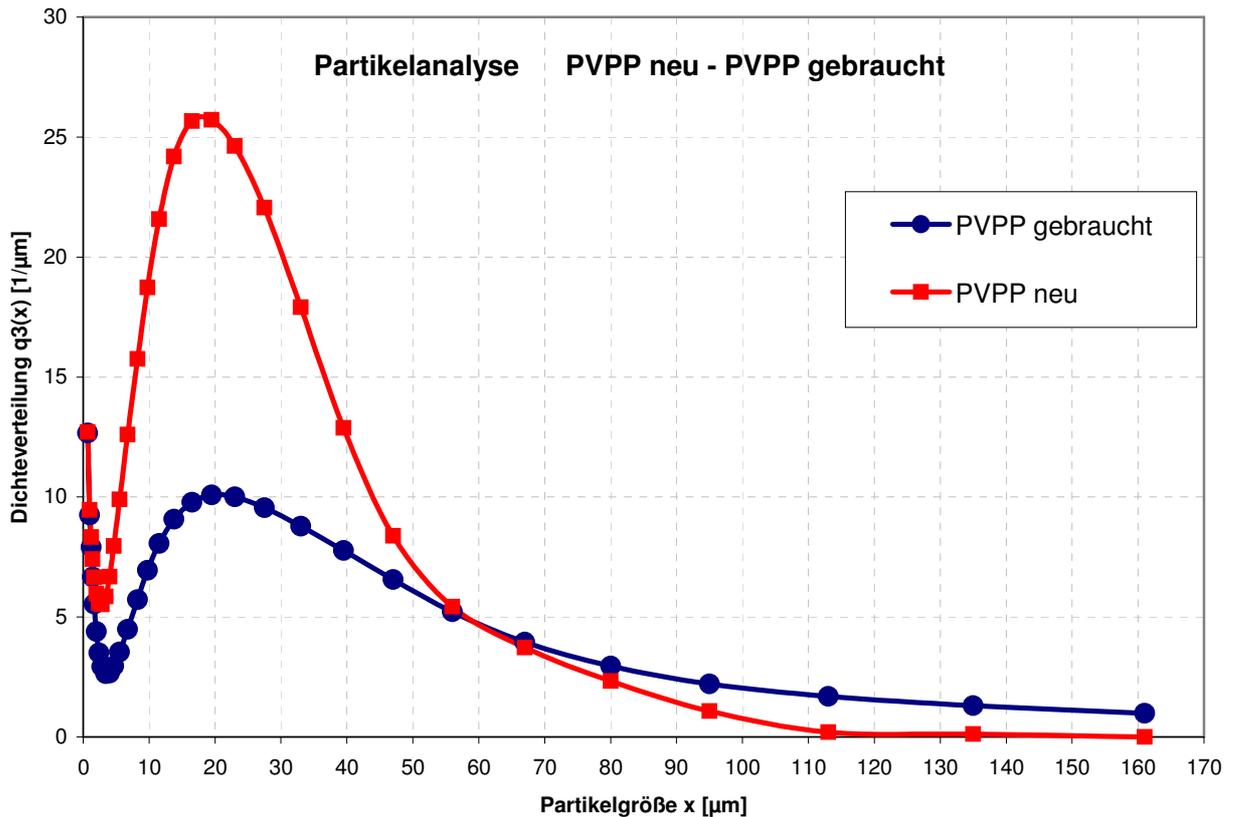


Abbildung 7.3: Vergleich Partikelspektrum von PVPP neu und PVPP gebraucht

Rüstzeiten

Für die Regeneration des PVPP's werden etwa 60 Minuten benötigt, wobei hier die Dauer des Resteinzuges variiert. Diese hängt von der jeweiligen Filterstandzeit und somit vom PVPP-Verbrauch ab. Als Rüstzeit für die Befüllung des Filterkessels mit Bier und die Voranschwemmung fallen 30 Minuten an. So kann eine gesamte Rüstzeit von Drucktank zu Drucktank von 90 Minuten angegeben werden.

Zusammenfassend ist festzustellen, dass die Verbrauchs- und Verlustwerte als extrem niedrig eingestuft werden können, so dass eine wirtschaftliche Arbeitsweise gewährleistet werden kann. Gerade die noch nicht aufgetretenen PVPP-Verluste tragen zu sehr geringen laufenden Betriebskosten bei. Die kurzen Rüstzeiten führen zu einer hohen Verfügbarkeit des Systems.

Anlagenbeschreibung

Eine kontinuierlich arbeitende PVPP-Stabilisier- und Regenerieranlage besteht aus folgenden Hauptbestandteilen:

- PVPP-Stapeldosiergefäß
- Filter (Horizontalsieb- oder Kerzenfilter)
- Dosierpumpe
- Förderpumpe
- Interne Verrohrung
- Evtl. CIP-Stapelbehälter für Regenerationslauge und angesäuertes Heißwasser

Das Stapeldosiergerät ist für die entsprechende Charge bei einer 1:10 bis 1:20 Suspension ausgelegt. Heizflächen oder ein nachgeschalteter Wärmetauscher in der Dosageleitung sorgen für eine Sterilität der Suspension, ein langsamlaufendes Rührwerk hält die Partikel in Schwebelage. Für eine Entlüftung der Suspension wird über eine Sinterkerze CO₂ eingeblasen.

Verfahrenstechnisch sind an den Filter keine besonderen Ansprüche gestellt. Er dient lediglich der möglichst vollständigen Trennung von PVPP und Bier. Als Filter werden Kieselgurfilter mit größerem Trubraum eingesetzt; so wird dem größeren Quellvolumen des PVPP's (6 l/kg) Rechnung getragen. Konstruktiv sind die Distanzringe zwischen den Sieben bzw. der Abstand zwischen den Filterkerzen größer ausgeführt.¹ Bei Horizontalfiltern sind Sprühleisten für einen rückstandslosen und schonenden Austrag eingesetzt. In Kerzenfiltern sind für eine vollständige Aufwirbelung vor der Regeneration im untersten Punkt des Filterkessels eine zusätzliche Einlaufleitung installiert. Ausgehend von der Überlegung, dass Kerzenfilter im Bereich der Kieselgurfiltration sich auf Grund äußerst geringer Wartungs- und Instandhaltungskosten durchsetzen konnten, liegt es nahe, die eindeutigen Vorteile dieses Systems auch für die PVPP-Stabilisierung zu nutzen. Gerade die beschränkte Lebensdauer der Filtergewebe durch die erhöhte Verblockungsneigung des PVPP's verursacht bei Horizontalfiltern erhebliche Mehrkosten.^{2, 3, 4}

Das CIP-System kann unterschiedlich ausgeführt sein. Je nach Abwassersituation der Brauerei kann eine Lauge- bzw. Säurekonzentratdosierung direkt in das Leitungssystem erfolgen, wobei die Medien nach jedem Reinigungs- bzw. Regenerationzyklus verworfen werden. Normalerweise werden aber Stapeltanks für die 1%ige Laugelösung und das

¹ Majan & Schrader (1997), S. 113-115.

² Schrader (2000), S. III-VI.

³ Weigand (2002), S. 1-8.

⁴ Filtrox (2001); S. 71.

angesäuerte Heißwasser zur Anlagenneutralisation und –sterilisation vorgesehen. Zusätzlich können Tanks für Heiß- und Kaltwasser installiert werden.

Grundsätzlich ist es von der Brauereigröße abhängig, welches Verfahren der Stabilisierung eingesetzt wird. Ab einer Betriebsgröße von ca. 200000 hl/a hat sich die Inline-PVPP-Stabilisierung im Recyclingverfahren als das wirtschaftlichste System herausgestellt. Bei geringerem Bierausstoß erscheint eine verlorene Dosierung sinnvoller.

7.2 TFS-Filter als Stabilisieranlage

Als Stabilisier-Anlage sind die TFS-Filter standardmäßig mit einem Lochteilungsmaß von 92 mm ausgeführt. Daraus resultiert ein PVPP-Aufnahmevermögen von ca. 49 l/m² oder 8,1 kg/m². Die Filter sind so ausgelegt, dass eine Verweilzeit von 5 Minuten immer erreicht wird. Als spezifische Leistung werden Werte von 12-15 hl/m²h angenommen. Dadurch können die PVPP-Filter optimal auf den Kieselgurfilter ausgelegt werden, je nach Standzeit oder Trubaufnahmevermögen des KG-Filters. Als Filtermittel werden auch hier Spaltwickelkerzen mit einem Spaltabstand von 60 µm und kleinen Toleranzen eingesetzt. So und durch optimale Anschwemmbedingungen durch die Bypassströmung können Verluste an PVPP, gerade bei der Voranschwemmung, minimiert werden.

In einer Altbierbrauerei in Nordrhein-Westfalen wurde ein TFS-Filter als PVPP-Stabilisierfilter installiert. Der Stabilisierfilter ist mit einer internen Vollautomation zwischen dem Kieselgurrahmenfilter und einem Schichtenfilter jeweils mit einer Leistung von 300 hl/h gesetzt. Für die Regeneration und Reinigung ist eine eigene CIP mit zwei Stapeltanks für Heißwasser und Heißlauge vorgesehen. Der PVPP-Filter kann so unabhängig von den Vor- und Nachfiltern regeneriert und gereinigt werden.

Der PVPP-Filter hat einen Kesseldurchmesser von 1200 mm und mit den 2000 mm langen Kerzen eine Filterfläche von 25,09 m². Mit 12 hl/m²h erreicht er eine Leistung von 300 hl/h. Bei einem Trubvolumen von 1232 l kann der Filter maximal 220 kg PVPP aufnehmen. Wird die Voranschwemmung abgezogen, verbleiben für die Dosage ca. 205 kg PVPP, was bei einer durchschnittlichen Dosage von 30 g/hl zu 6830 hl stabilisiertem Bier führt. So ist der PVPP-Filter für die langen Standzeiten des Kieselgurrahmenfilters optimal ausgelegt.



Abbildung 7.2: TFS-PVPP-Filter Typ 1200/25,09

Verfahrenstechnik

Nachdem der Kieselgurfilter angeschwemmt ist, wird der mit CO_2 vorgespannte PVPP-Filter mit filtriertem Bier gefüllt. Nach einem kurzem Entlüftungskreislauf wird die Voranschwemmung (ca. 500 g/m^2) aufgebracht, um danach sofort blankes, stabilisiertes Bier zu erhalten. So fällt vom PVPP-Filter kein Vorlauf an, da die geringe Verdünnung durch die Voranschwemmung vernachlässigt werden kann. Während der Stabilisierung erfolgt die Dosage über einen Durchflusszähler in der Dosageleitung, so dass eine höchst mögliche Genauigkeit zu keiner Überstabilisierung und möglichst langen Standzeiten des PVPP-Filters führt. Der Nachlauf wird über die gesamte Filterlinie mit entgastem Wasser abgetrennt. Das Wasser-Biergemisch vom Kieselgurfilter wird dem PVPP-Filter von unten und oben über die Steigleitung zugeführt und über die Filterelemente abgetrennt. Nach dem Nachlaufabtrennen bis zu einer gewünschten Stammwürze schließt sich die Regeneration des PVPP's an, die unabhängig vom Kieselgur- und Schichtenfilter erfolgt.

Das verbleibende Bier-Wassergemisch im Filterkessel wird mit Heißwasser verdrängt, um die nachfolgende Regenerationslauge nicht zu stark zu verschmutzen und den Kesselinhalt zu erwärmen. Die Regeneration des PVPP's erfolgt mit einer 1%igen, 85°C -heißen Lauge. Dazu wird etwa ein Drittel des Filterkesselvolumens auf Gully gefahren, um die größten

Verunreinigungen (tief schwarze Lauge mit Schmutzfracht) zu lösen. Nach dem Restezug des nicht benötigten PVPP's aus dem Stapeldosierbehälter über eine separate Kreiselpumpe für die Voranschwemmung und den Restezug schließt sich eine Zirkulation der Lauge an, um die restlichen Gerbstoffe vom PVPP zu lösen. Die Lauge wird dazu noch auf 85°C nachgeheizt; im Kreislauf werden sämtliche Leitungsabschnitte intervallweise gereinigt. Anschließend wird die Lauge mit Heißwasser auf Gully verdrängt. Zur Sterilisation und Neutralisation erfolgt dann eine 20-minütige Zirkulation mit angesäuertem Heißwasser – Ansäuerung durch Inline-Dosierung von konzentrierter Säure (HNO_3 oder H_3PO_4) in das Rohrleitungssystem -, wobei alle Leitungen dabei in Intervallen sterilisiert werden. Das angesäuerte Heißwasser wird mit Heißwasser wiederum auf Gully verdrängt. Somit ist das PVPP regeneriert (die Gerbstoffe sind mit der Lauge – pH-Erhöhung – vom PVPP wieder gelöst worden) und sterilisiert und steht so für den nächsten Stabilisierungsprozess zur Verfügung. Dazu wird es mit CO_2 über die Austragsleitung in den Stapeldosierbehälter zurück gedrückt. Die CO_2 -Zufuhr erfolgt dabei rückwärts über die Filterelemente; der gesamte Kesselinhalt kann so in den Stapelbehälter zurückgeführt werden. Um die Verluste so gering wie möglich zu halten, schließen sich hier Spülschritte an, wobei das Spülwasser mit dem gesammeltem PVPP ebenfalls mit CO_2 ausgetragen wird. Der Filter steht dann mit CO_2 vorgespannt für den nächsten Stabilisationszyklus bereit. Der Stapeldosierbehälter wird bis zu einem vorgegebenen Niveau mit Frischwasser aufgefüllt, so dass immer die gleiche Suspensionsdichte (1:20) vorliegt.

7.3 Verbrauchskennzahlen und Rüstzeiten

Vor- und Nachlauf

Für die Bestimmung der Vor- und Nachlaufmengen wurde der PVPP-Filter mit entgastem Wasser im Kreislauf angeschwemmt. Beim Ausschub des Wassers mit filtriertem Bier konnte eine Vorlaufmenge von 20 hl festgestellt werden, wobei die Bestimmung bei 2 °Plato gestartet wurde. Dies sind ca. 70 % des Netto-Kesselinhalts und damit vergleichbar einem Kieselgur-TFS-Filter. Generell kann der PVPP-Filter mit filtriertem Bier angeschwemmt werden, so dass kein Vorlauf anfällt oder vergleichbar dem Kieselgurfilter mit entgastem Wasser mit nachfolgender Vorlaufabtrennung (Ausschub der gesamten Filterlinie mit Bier). Auch die Nachlaufmengen liegen mit ca. 125 % des Netto-Kesselinhaltes im Bereich der bereits bei den Kieselgurfiltern festgestellten Werte.

Regenerationsmedien

Als Verbrauch kann hier ca. ein Kesselinhalt an Heißwasser und 1,3 Kesselvolumen an 1%iger Lauge angegeben werden. Das Heißwasser dient zum Ausschub des Bier-Wassergemisches am Ende der Nachlaufabtrennung, die Lauge zum Lösen der Schmutzfracht. Die Lauge wird mit Heißwasser auf Gully verdrängt. Das nach dem Ausschub der Lauge im Filter befindliche Heißwasser wird mit konzentrierter Säure aufgeschärft. Für eine Neutralisation wird das angesäuerte Heißwasser wieder mit Heißwasser verdrängt, wobei hier nochmals ca. ein halber Kesselinhalt anfällt.

Als Verbrauch können also ca. 2,5-3 Kesselinhalte an Heißwasser und 1,3 Kesselinhalte Regenerationslauge angegeben werden. Zum Aufschärfen für die nächste Regeneration fallen ungefähr 3,5 kg 50%ige Lauge pro hl Kesselinhalt an. Für das Ansäuern des Heißwassers für die Sterilisation werden ca. 0,3 kg 53%ige Säure pro hl Kesselinhalt benötigt.

Kohlendioxid

Der Verbrauch an CO₂ für den PVPP-Austrag kann nur geschätzt werden und sollte bei etwa 0,028 m³ pro hl Kesselinhalt bei 4 bar liegen.

Spülwasser

Die Spülwassermengen liegen im Bereich der Kieselgurfilter und können bei diesem Filtertyp mit 20 hl angegeben werden.

PVPP

Nach 3 Monaten Betriebszeit konnte bei regelmäßigen Dichtemessungen der PVPP-Suspension noch kein Verlust festgestellt werden. Es bedurfte noch kein Nachfüllen von PVPP im Vergleich zum Erstansatz. Da der PVPP-Filter erst seit drei Monaten im Einsatz ist, sollte dies nicht überbewertet werden. Nach einem Jahr oder länger lassen sich verlässliche Aussagen über PVPP-Verluste machen, da erst dann eine mögliche mechanische Abnutzung zu Verschiebungen im Partikelgrößenbereich führt und so die Verluste mehr werden. Eine Messung des Partikelspektrums von gebrauchten (3 Monate im Einsatz) und im Vergleich dazu neuem PVPP hat, wie Abbildung 7.3 zeigt, ergeben, dass keine Verschiebungen eingetreten sind. Kleine Partikel haben durch den mehrmaligen Gebrauch abgenommen, wobei ein Großteil dieser Partikel beim Erstansatz nach einer Absetzzeit abgesaugt wird. Durch Agglomerationen hat der Anteil an größeren Partikeln zugenommen. Es kann also eine Zerschlagung der PVPP-Partikel ausgeschlossen werden. Aber auch dieses Ergebnis sollte über einen längeren Zeitraum manifestiert werden.

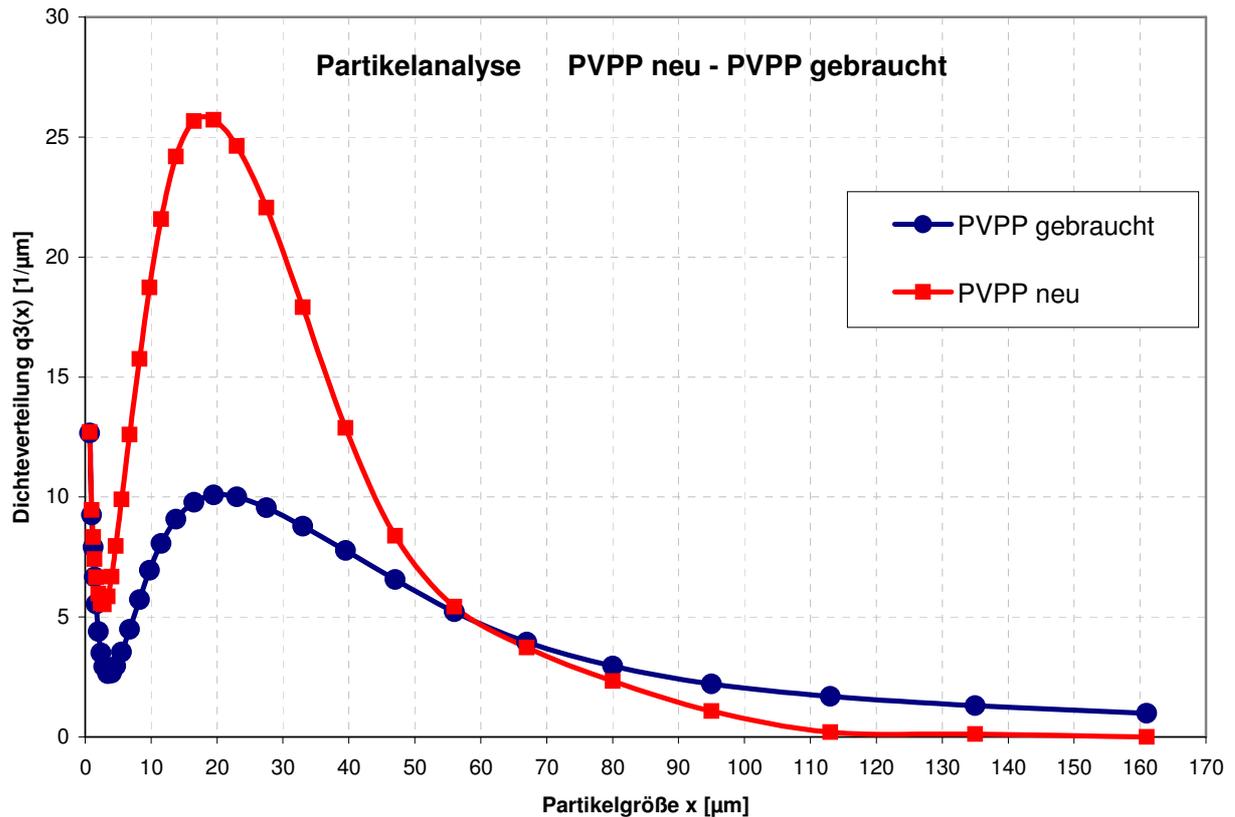


Abbildung 7.3: Vergleich Partikelspektrum von PVPP neu und PVPP gebraucht

Rüstzeiten

Für die Regeneration des PVPP's werden etwa 60 Minuten benötigt, wobei hier die Dauer des Resteinzuges variiert. Diese hängt von der jeweiligen Filterstandzeit und somit vom PVPP-Verbrauch ab. Als Rüstzeit für die Befüllung des Filterkessels mit Bier und die Voranschwemmung fallen 30 Minuten an. So kann eine gesamte Rüstzeit von Drucktank zu Drucktank von 90 Minuten angegeben werden.

Zusammenfassend ist festzustellen, dass die Verbrauchs- und Verlustwerte als extrem niedrig eingestuft werden können, so dass eine wirtschaftliche Arbeitsweise gewährleistet werden kann. Gerade die noch nicht aufgetretenen PVPP-Verluste tragen zu sehr geringen laufenden Betriebskosten bei. Die kurzen Rüstzeiten führen zu einer hohen Verfügbarkeit des Systems.

8. Ausblick

Als Anschwemmfiltersystem kann der TFS-Filter durch die Regelgröße Bypassströmung auf alle Filterhilfsmittel abgestimmt werden. Neben der Kieselgur als häufigst eingesetztes Filterhilfsmittel werden verstärkt alternative Filterhilfsmittel auf den Markt gebracht, die auf Basis von Zellulosefasern, Stärkeprodukten oder anderen mineralischen Ausgangsprodukten wie Perlite ihre filtrierende Wirkung begründen. Aber auch künstlich hergestellte Filterhilfsmittel, die aufgrund ihrer kostenintensiven Ausgangsmaterialien und Herstellungsverfahren meist als regenerative Mittel eingesetzt werden, zeigen die Bandbreite der Anschwemmfiltration. Durchsetzen kann sich nur das jeweils wirtschaftlich günstigste Verfahren; dabei muss jeder Betrieb seine eigene Kostenstruktur für Verbrauchsmittel, Einkauf und Entsorgung zu Grunde legen. Darin begründet sich auch das Streben nach filterhilfsmittelfreien Filtrationsarten. Membranfiltration scheint hierzu ein geeigneter Weg zu sein; aber auch hier stellen Wirtschaftlichkeit und Flexibilität, gerade was sehr schwankende Filtrierbarkeiten von Bieren insbesondere im Ausland betrifft, hohe Hürden dar, die gerade mit dem hochwertigen Produkt Bier nur schwer zu erreichen sind.

9. Prospect

As a precoat filtering system, the TFS filter can be adapted to any filtering aid by means of the adjustable variable bypass flow. Apart from kieselguhr which is the most commonly used filtering aid alternative filtering aids are increasingly launched on the market whose filtering effect is based on cellulose fibres, starch products or other mineral starting products like perlite. But also artificially produced filtering aids which are mostly used as regenerative aids because of their costly basic materials and production processes show the spectrum of precoat filtration. Only the most economically efficient method will prevail on the market. In this context, every business has to consider its own cost structure for consumables, purchase and disposal. This is also the reason why one strives for filtration methods without filtering aids. Membrane filtration seems to be an appropriate way but here too, economic efficiency and flexibility are high aims with view to the strongly fluctuating filterability of beers especially abroad which are difficult to reach with a high-grade product like beer.

Literatur

- Alles, C., Anlauf, H. (1998): Zur Wahl des Filtrationsdruckes bei der Filtration mit kompressiblen Kuchen. *Chemie Ingenieur Technik* (70) 10 I 98, S. 1322-1323.
- Alles, C., Anlauf, H. (1998): Tandem Filterzelle zur Charakterisierung kompressibler Kuchen. *F&S Filtrieren & Separieren* Jahrgang 12 Heft 5, S. 220-222.
- Alles, C., Anlauf, H., Stahl, W. (1998): Compressible Cake Filtration under variable pressure. *Advance in Filtration and Separation Technology*, Vol. 12.
- Alles, C., Anlauf, H., Stahl, W. (1999): Fine Particles in Compressible Filter Cakes. *Advance in Filtration and Separation Technology*, Vol. 13a, S. 898-905.
- Alt, C. (1980): Stand der Filtrationstheorie und seine Bedeutung für die praktische Anwendung. *Aufbereitungstechnik* 16, S. 177-180.
- Anlauf, H. (1994): Standardfiltertests zur Bestimmung des Kuchen- und Filtermediumwiderstandes bei der Feststoffabtrennung aus Suspensionen. *Chem.-Ing.-Tech.* 66 (1994) 9, S. 1069-1071.
- Anlauf, H. (1994): Standardfiltertests zur Bestimmung des Kuchen- und Filtermediumwiderstandes bei der Feststoffabtrennung aus Suspensionen (Teil 1). *F&S Filtrieren und Separieren* 8 (1994) 2, S. 63-70.
- Anlauf, H. (1994): Standardfiltertests zur Bestimmung des Kuchen- und Filtermediumwiderstandes bei der Feststoffabtrennung aus Suspensionen (Teil 2). *F&S Filtrieren und Separieren* 8 (1994) 3, S. 116-126.
- Anlauf, H. (1989): Widerstände überwinden – Richtige Wahl des Filtermediums entscheidet über Effizienz der kuchenbildenden Nassfiltration. *Maschinenmarkt Würzburg*, 95 Nr. 11, S. 32-36.
- Annemüller, G., Marx, R., Gottkehasch, L. (2000): Überprüfung der Filtrationsqualität mit einem Partikelmessgerät. *Brauwelt* Nr. 39/40, S. 1573-1578.
- Annemüller, G., Schnick (1998): Ein Vorschlag für einen Filtrierbarkeits- und Stabilitätscheck im unfiltrierten Lagerbier. *Brauwelt* 45, S. 2128.
- Ascher, R., Frison, H., Zeiler, M. (2002): Die neue Filtergeneration Primus III. *Brauwelt* 38, S. 1295-1297.
- Banke, F., Hahn, A.F.(2001): Die vierte Dimension. *Steinecker Report*, 01/2001, S. 30-31.
- BASF: Know-how and quality for the beverage industry. *Informationsunterlagen PVPP*, S. 1-32.

- Berndt, R. (1981): Zur Prozessmodellierung der Filtration von Suspensionen unter besonderer Berücksichtigung der Anschwemmfiltration. Dissertation B. TU-Dresden, Sektion Verarbeitungs- und Verfahrenstechnik.
- Blümelhuber, G., Bleier, B., Meyer-Pittroff, R. (2003): Untersuchungen an einem alternativen Filterhilfsmittel auf Zellulosefaserbasis. Brauwelt Nr. 9/10, S. 244-246.
- Bolek, M., Lochman, J. (1974): Untersuchung zur zeitlichen Änderung des Filterkuchenwiderstandes. Verfahrenstechnik 8 (1974) 8, S. 246-247.
- Brenner, F. (1968): Schichtenfiltration und Filterschichten. Brauwelt 108 Nr. 64, S. 1161-1165.
- Brenner, F., Oechsle, D. (1987): Tendenzen in der Bierfiltration. Brauwelt Nr. 4, S. 118-125.
- Broens, L. (2002): Großtechnische Jungbierfiltration mit CF Mikrofiltration – Erfahrungsbericht und Wirtschaftlichkeit. Filtrationstechnisches Symposium Weihenstephan.
- Broens, L. (2001): Ist die Crossflow-Bierfiltration mittlerweile eine wirtschaftliche Alternative. Sonderdruck Brauwelt 141 38/01, S.1639-1643.
- Bühler, F.A., Jänecke, E. (1921): Filtern und Pressen. Leipzig, Verlag von Otto Spamer, S. 103.
- Chapon, L. (1968): Wissenswertes über die Kälte trübung des Bieres. Brauwelt Nr. 96, S. 1769-1775.
- De Clerk, J. (1964): Lehrbuch der Brauerei. Berlin, VLB.
- Diel, B., Rodenberg, M. (2002): Crossflow-Filtration von Bier als Alternative zur Kieselgur-Filtration. Filtrationstechnisches Symposium Weihenstephan.
- Donhauser, S., Wagner, D., Walla, G. (1988): Crossflow-Mikrofiltration von Bier – Erfahrungen mit neuen Filtertypen. Der Weihenstephaner 3, S. 141-147.
- Donhauser, S., Wagner, D., Waubke, C. (1988): Bierfiltration ohne Kieselgur. Brauwelt Nr. 42, S. 1838-1846.
- Drost, M.A. (1999): Methoden zur Untersuchung der Auswirkungen mechanischer Belastung auf kolloidale Struktur, Rheologie und Filtrationsverhalten von Bier. Diss. ETH Nr. 13218, Zürich.
- Drost, M.A., Windhab, E.J. (2001): Nicht newton'sches Fließverhalten von Bier beim Durchströmen von porösen Medien als mögliche Erklärung für einen plötzlichen Anstieg der Druckdifferenz bei der Kieselgurfiltration. Monatsschrift für Brauwissenschaft 3/4, S. 44-47.

- Ell Ess Engineering Pvt.Ltd. (1999): Solid Liquid Separation Bulletin, Vol. 2, No.1, 09/1999, S.3.
- Esslinger, H.M. (1985): Einflussfaktoren auf die Filtrierbarkeit des Bieres. Dissertation Technische Universität München Weihenstephan, S. 3-6.
- Feyerabend, H (2000): Filtrationssystem; Projektentscheidung. Getränke! Technologie & Marketing 3.
- Filtrox: Kerzenfilter – eine feste Größe bei der PVPP Bierstabilisierung. Getränke! Technologie & Marketing, 4/2001, S. 71.
- Gasper H., Oechsle D., Pongratz, E. (2000): Handbuch der industriellen Fest/Flüssig-Filtration. Wiley-VCH Verlag Weinheim, S. 15-53.
- Gaub, R., Denniger, H. (2003): Theoretische Grundlagen der SWS-Filtration. 90. Brau- und maschinentechnische Arbeitstagung der VLB, S. 8-11.
- Gehring B., Oechsle D. (1997): Visualization of flow processes in a horizontal leaf filter. Brauwelt International 1997/II, S. 102-107.
- Gehring, B., Oechsle, D., Kottke, V. (1996): Optimierter Anschwemmfilter mit gesteigerter Leistung. Brauwelt Nr. 45, S, 2152-2156.
- Geiger, E., Wagner, D. und Lipps, M. (2001): Perlite als Alternative zur Kieselgur bei der Bierfiltration. Der Weihenstephaner 4/2001, S. 159-161.
- Gerstl, F.X. (1984): Filterhilfsmittel – Ihre Anwendung und Wirkungsweise. Brauwelt Nr. 4, S. 120-124.
- Gupte, A.R. (1970): Dissertation, Universität Karlsruhe.
- Hackl et al. (1993): Filterhilfsmittelfiltration; Fortschrittsberichte VDI; Reihe 3: Verfahrenstechnik Nr. 348; VDI Verlag Düsseldorf, S. 1-5.
- Hahn, A.F. (2003): Ein Kieselgurfilter mit Profil: der Steinecker-Twin-Flow Filter. Ausstellerfachvorträge auf der BRAU Beviale, Brauerei-Journal, 01/2003, S. 16.
- Hahn, A.F., et al. (2001): Bierfiltration mit dem Steinecker Twin-Flow-System. F & S Filtrieren und Separieren, 15 Nr. 4, S. 166-171.
- Hahn, A.F., et al. (2001): Filtration für das 3. Jahrtausend. Das Steinecker Twin-Flow-System. Brauwelt Nr. 24, S. 892-897.
- Hahn, A.F., et al. (2002): Filtration technology for the third millennium. Food Pacific Manufacturing Journal, S. 42-44.
- Hahn, A.F., et al. (2001): Filtration technology for the third millennium. The brewer international, 08/2001, S. 49-52.

-
- Hahn, A.F., et al. (2002): La Tecnologia di filtrazione per il terzo millennio : il Sistema Twin Flow. *Imbottigliamento*, giugno 2002, S. 24-29.
- Hahn, A.F., Kain, J. (2002): Herr der Ringe. *Steinecker Report*, S. 12-13.
- Harris, J.O. (1968): Filtration in Brewing – A Review. *J. Inst. Brew.* 74, S. 500-510.
- Heertjes, P.M., Nijman, J. (1957): On the instability and inhomogeneity of filter cakes. *Chem.Eng.Sci.* 7, S. 15-25.
- Heertjes, P., Zuidfeld, P. (1978): Clarification of Liquids using filter aids. *Powder Technology* 19 (1978) 1, S. 17-64.
- Heidenreich, E., et.al. (1985): Auslegung und Gestaltung von Prozessen der Klärfiltration. Bericht G 4, TU-Dresden, Sektion Verarbeitungs- und Verfahrenstechnik.
- Heidenreich, E., et al.. (1981): Zur mathematischen Modellierung und Prozessgestaltung der Anschwemmfiltration. Bericht G 4. TU-Dresden, Sektion Verarbeitungs- und Verfahrenstechnik.
- Heidenreich, E., Tittel, R. (1983): Fortschritte bei der Anschwemmfiltration. *Österreichische Chemie-Zeitschrift*, Heft 12, 84. Jahrgang des Organs der Göch, Dez. 1983, S. 339-347.
- Heidenreich, E., Tittel, R. (1985): Technologische Analyse der Anschwemmfiltration. *Wissenschaftliche Zeitung der Technischen Universität Dresden* 33 (1985) 5, S. 201-209.
- Hess, W.F., Thier, B.: Entstehung und Entfeuchtung des Filterkuchens. *Maschinen + Apparate zur Fest/Flüssig-Trennung*. Vulkan Verlag, S. 43-52.
- Heyse, K.U. (1994): *Handbuch der Brauerei-Praxis*. Getränke-Fachverlag Hans Carl. S. 214-218.
- Hippe, A. (2002): Sedimentationsanalyse von Filterhilfsmitteln als Projektierungsgrundlage des TFS; Untersuchung einer Möglichkeit zur Schlammwässerung am Hyperkonzentrator. Diplomarbeit, Wissenschaftszentrum Weihenstephan für Ernährung, Landnutzung und Umwelt, Lehrstuhl für Technologie der Brauerei II.
- Husemann, K., Hebmüller, F., Esslinger, M. (2002): Bedeutung der Tiefenfiltration bei der Kieselgurfiltration von Bier (1). *Monatsschrift für Brauwissenschaft* 3/4, S. 46-50.
- Ilberg, V., Machauer, P., Sommer, K. (2001): Partikelgrößenmessung zur Filtrierbarkeitsbeurteilung von Bieren. *Brauwelt*.
- Ives, K.J. (1975): *The scientific basis of filtration*. Nordhoff-Leyden.
- Kain, J. (2002): Der TFS-Filter. *Filtrationstechnisches Symposium Weihenstephan*.

-
- Kain, J., Flossmann, R. und Hahn, A.F. (2002): Practical in-brewery trials of the TFS candle filter system. *Bdi brewing & distilling international*, 09/10, S. 18-20.
- Kain, J., Flossmann, R. und Hahn, A.F. (2002): Das Kerzenfiltersystem TFS in der Praxis. *Brauwelt* Nr. 46/47, S. 1750-1758.
- Kain, J., Flossmann, R., Hahn, A.F. (2003): The TFS candle filter system in practical testing. *Brauwelt International* No. 7/03 Vol. 21, S. 166-169.
- Kain, J., Flossmann, R., Hahn, A.F. (2003): A new type of filter technology in the focus of a brewery. *Brauwelt International* No. 7/03 Vol. 21, S. 170-172.
- Kain, J., Hahn, A.F., Krieger, J. (2003): Neue Anlagen im Blickpunkt: Berliner Kindl Brauerei AG, Berlin. TFS stellt seine Leistungsfähigkeit unter Beweis. *Brauwelt* Nr. 36-37, S. 1133-1145.
- Kainer, F. (1951): *Kieselgur, ihre Gewinnung, Veredelung und Anwendung*. Verlag Ferdinand Enke, Stuttgart.
- Kezdi, A. (1969): *Handbuch der Bodenmechanik*. Bd. 1. Verlag für Bauwesen, Berlin.
- Kiefer, J. (1990): Kieselgurfiltration – Ein Überblick über die theoretischen Grundlagen. *Brauwelt* Nr. 40, S. 1722 – 1728.
- Klasson, R. (2002): Innovatives Tiefenfiltersystem. Geschlossene Schichtenfilter im Einsatz. *Chemie-Ingenieur-Technik Plus* 5/2002, S. 34-35.
- Kolczyk, M., Oechsle, D. (1998): Ein neues Partikelmeßsystem zur Beurteilung von Filtraten und zur Qualitätssicherung. Veröffentlichung Partikelmesstechnik für Brauwelt, S. 1-12.
- Kreisz, S., Back, W. (2002): Der Einfluss von β -Glucan auf die Filtrierbarkeit von Bier. *Der Weihenstephaner* 4, S. 156-162.
- Kufferath, A. (1942): *Filtration und Filter*. Chemisch-technischer Verlag Dr. Bodenbender, Berlin-Steglitz, S. 34-40.
- Kumada, J. (1967): Über die Gummistoffe der Gerste und ihr Verhalten während der Malz- und Bierbereitung. Dissertation TH München.
- Kunze, (1996): *Technology Brewing and Malting*. S. 407.
- Kusche, M. (2001): Vorhersage einer optimalen Stabilisation. *Brauwelt* Nr. 22/23, S. 843.
- Leclercq, G., et al. (1999): Barley and malt pentosans: structure and functionalities in the brewing industry. Proc. Of the 27th EBC Congress, Cannes, S. 429-436.
- Leubner, H., Riebel, U. (2001): Einfluss einer Querströmung am Filtermedium auf die Kuchenstruktur. *Chemie Ingenieur Technik* (73), 11/2001, S. 1424-1428.

- Liu, Z. (1997): Untersuchung über das Verhalten zellulosehaltiger Filterhilfsmittel für den Einsatz bei der Bierfiltration. Dissertation Fachbereich 15 Lebensmittelwissenschaft und Biotechnologie der Technischen Universität Berlin, S. 14-23.
- Litzenburger, K. (1987): Filtrierbarkeit der Biere. Brauwelt 11, S. 425-433.
- Majan, G., Schrader, U. (1997): Practical application of PVPP stabilization technology. Brauwelt International, 1997/II, S. 113-115.
- McMurrough, I. (1993): Colloidal Stabilization of beer. Ferment 8, S. 39.
- Meier, J. (1989): Angewandte Crossflowmicrofiltration für die Restbierverarbeitung. Brauwelt 4, S. 125-130.
- Meier, J. (1979): Konzipierung des Filterkellers. Brauerei-Rundschau, Verlag: Versuchsstation Schweiz. Brauereien, S. 55-59.
- Molerus, O., Pahl, M.H., Rumpf, H. (1971): Die Porositätsfunktion in empirischen Gleichungen für den Durchströmungswiderstand im Bereich $Re \leq 1$. Chemie Ingenieur Technik 43 6, 376-378.
- Müller, G. (1985): Membranfiltration von Bier. Brauwelt 18, S. 1050-1056.
- Müller, W. (2002): Glanzfeine Top-Marken. Steinecker Report S. 15.
- N.b. (2002): Der Einfluss der Hefetechnologie auf die Filtrierbarkeit. Der Weihenstephaner 4, S. 170.
- Narziß, L. (1955): Abriss der Bierbrauerei, Stuttgart, Ferdinand Enke Verlag.
- Narziß, L. (1992): β -Glucan und Filtrierbarkeit. Brauwelt 37, S. 1696-1704.
- Narziß, L., Eßlinger, H.M. (1986): Einflussfaktoren auf die Filtrierbarkeit des Bieres. Monatsschrift für Brauwissenschaft 12, S. 424-427.
- Narziß, L., Rusitzka, P. und Fulda, C. (1968): Neue Erkenntnisse in der Bierstabilisierung. Brauwelt Nr. 100/101, S. 1833-1843.
- Niemsch, K. (2001): Bierstabilisierung. Brauwelt Nr. 11, S. 399-405
- Niemsch, K. (2001): Treatment of beer with silica gel & silica sol. Brewer's Guardian, 1/2001, S. II-VI.
- Niemsch, K., Heinrich, Th., Ziehl, J. (1999): Der Raible-Test zur Bewertung der Filtrationseigenschaften. Brauwelt 18, S. 788-793.
- Oechsle, D. (1988): Bierrückgewinnung aus Überschusshefe. Brauindustrie 12/88, S. 1396-1403.
- Oechsle, D., Beck, H. (1983): Von den Anfängen zur heutigen Filtrationstechnik. Jubiläumsausgabe Flüssiges Obst 9a, S. 512-517.
- Oechsle, D., Brenner, F. (1988): Die Schichtenfiltration. Getränketechnik, 11, S. 232-248.

- Oechsle, D., Fussnegger, B. (1995): Vernetztes unlösliches Polyvinylpyrrolidon. Brauwelt 135, Nr. 28/29, S. 1380-1384.
- Oechsle, D., et al.. Eine neue Generation von Kerzenfiltern zur Anschwemmfiltration. Informationsblatt Schenk Filtersysteme, S. 1-6.
- O'Rourke T. (2000): Filtration Operation. Brewers' Guardian, June 2000, S. 30-31.
- Patentschrift Nr. 5159, 29. Mai 1879, Deutsches Kaiserliches Patentamt.
- Pölloth, G. (2002): Praxiserfahrungen mit einem alternativen Filterhilfsmittel. Filtrationstechnisches Symposium Weihenstephan.
- Rainer, M., Hoeflinger, W. (2001): Experimental and CFD Analysis of Particle Retention on different Filter Media in Solid-Liquid Filtration. Proceeding Filtech Europa, S. 362-369.
- Rech, R. (1985): Die optimale Voranschwemmung bei verschiedenen Filtersystemen. Der Doemensianer 3, S. 227-240.
- Rehmanji et al. (1997): Polyclar (PVPP) for improving shelf life in laboratory treated lagers. Master Brewers Association of the Americas 110th Anniversary Convention, October 1997, Baltimore Maryland.
- Rippberger, S. (2002): Membranfilter, Tiefenfilter oder Zentrifuge? – Gesichtspunkte zur Verfahrensauswahl zur Flüssigkeitsklärung. F&S Filtrieren und Separieren 16 Nr. 6, S. 290-294.
- Rodenberg, M., Diel, B. (2003): Crossflow-Filtration von Bier als Alternative zur Kieselgur-Filtration. 90. Brau- und maschinentechnische Arbeitstagung der VLB, S. 14-16.
- Rumpf, H., Gupte, A. (1971): Einflüsse der Porosität und Korngrößenverteilung im Widerstandsgesetz der Porenströmung. Chemie Ingenieur Technik 43 6, S. 367-375.
- Rushton, A. (1972): Size and concentration effects in filter cloth pore bridging. Filtration & Separation, May/June 1972, S. 274-278.
- Schafft, H. (1972): Bierfiltration und Bierhaltbarkeit. „Der Ulmer Braumeister“ Referatausgabe 9. Jahrgang, Nr. 26, Dezember.
- Schafft, H. (1974): Die Bierfiltration aus qualitativer, wirtschaftlicher und abwassertechnischer Sicht. „Brauer und Mälzer“, 20.
- Schenk Filtersysteme (1988): Informationsbroschüre zur Brau 1988, Nürnberg.
- Schlenker, R., Thome, S., Oechsle, D. (1999): Die Bierstabilisierung mit PVPP im Recycling – Stand der Technik. Brauwelt Nr. 18, S. 794-800.

- Schmid, N.A. (2002): Verbesserung der filtrationstechnischen Eigenschaften von Filterhilfsmitteln durch ein thermisches Verfahren. Dissertation Technische Universität München-Weihenstephan.
- Schoppmeier, W. (2003): Installation eines kieselgurfreien SWS-Verfahrens in der Pott's Brauerei. 90. Brau- und maschinentechnische Arbeitstagung der VLB, S. 12-13.
- Schrader, U. (2000): Regenerative stabilisation using candle filters. Brewer's Guardian, 11/2000, S. III-VI.
- Schur, F., Pfenninger, H. (1978): Brauerei-Rundschau, Jahrgang 89, 2/1978, S. 17-23.
- Schwarz, K. (2002): Der Massefilter – bewährte (vergessene) Technologie aktueller denn je. Filtrationstechnisches Symposium Weihenstephan.
- Schwinghammer, G. (1974): Moderne Filtrationstechnik in der Brauerei. Holstein und Kappert Aktiengesellschaft, S. 5-19.
- Schwinghammer, G. (1978): Kieselgurfiltration mit nachgeschalteter Kurzzeiterhitzung. Brauwelt 8, S. 235-237.
- Siebert, K.J. (1996): Formation of Protein-Polyphenol Haze in Beverages. J. Agric. Food Chem. 44, S. 1997-2005.
- Siebert, K.J. (1996): Nature of Polyphenol-Protein Interactions. J. Agric. Food Chem., 44, S. 80-85.
- Sorrentino, J. A., Anlauf, H. (2000): Influence of particle size distribution on cake permeability. WFC 8, Proceedings Vol. 1, 4/2000, S. 45-48.
- Sorrentino, J. A., Anlauf, H. (2000): The use of particle size distribution for estimating cake permeability. Advance in Filtration and Separation Technology, Vol. 14.
- Speckner, J., Kieninger, H. (1984): Cellulose als Filterhilfsmittel. Brauwelt Nr. 46, S. 2058-2066.
- Stahl, W.; Anlauf, H. (2001): Kurs Fest-Flüssig-Trennung. Institut für Mechanische Verfahrenstechnik und Mechanik der Universität Karlsruhe (TH).
- Stahl, W. (2000): Persönliche Mitteilungen.
- Steinecker (1983): Horizontalfilter FS 100, System Beer. Mitteilungsblatt deutscher Braumeister- und Malzmeisterbund, 6, S. 1-5.
- Stieß, M. (1994): Mechanische Verfahrenstechnik 2, Springer-Verlag Berlin, S. 54-126.
- Stippler, K., Kain, J. (2002): Überzeugender Auftritt. Steinecker Report, S. 10-11.
- Thausing, J.E. (1887): Die Theorie und Praxis der Malzbereitung und Bierfiltration. Leipzig, Verlag Gebhardt, 1. Auflage.
- Tiller, F.M. (1973): Compressible cake filtration.

-
- Tiller, F.M. (1975): What the filter man should know about filtration theory. *Filtration Separation* 12 4, S. 388-394.
- Tittel, R. (1987): Die Anschwemmfiltration als ein Prozeß zur Klärung von Flüssigkeiten. Technische Universität Dresden, Sektion Verarbeitungs- und Verfahrenstechnik; Dissertation, S. 20-25.
- Wackerbauer, K. (1993): 100 Jahre Klärung und Filtration. *Deutscher Braumeister und Malzmeister Bund* 41, S. 124-139.
- Waiblinger, R., Nißen, C. (2000): Die Tiefenfilterschicht. *Brauwelt* 41, 1642-1647.
- Wagner, N., Krüger, E. (1991): Bedeutung von β -Glucan-Gel für die Filtrierbarkeit von Bier. *Brauwelt* 12, S. 426-434.
- Wegner, K. (1986): Hydrodynamische Modellierung der Klärfiltration mit körnigen Stoffen unter Berücksichtigung der Anschwemmfiltration mit Schichtzunahme. Dissertation A. TU-Dresden, Sektion Verarbeitungs- und Verfahrenstechnik.
- Weigand, T. (2002): Mehr Wirtschaftlichkeit bei der PVPP Stabilisierung durch den Einsatz von Kerzenfiltern. *Filtrationstechnisches Symposium Weihenstephan*.
- Weiß, S., et al. (1985): Verfahrenstechnische Berechnungsmethoden, Teil 3, VCH Verlagsgesellschaft Weinheim, S.118-124.
- Westfalia & PallSeitzSchenk (2002): A milestone in beer filtration. *Food Marketing & Technology*, December 2002, S. 19-20.
- Westner, H. (2001): Kerzenfilter im Praxistest. Einfluss der Flächenauslegung auf technologische Resultate. *Brauwelt* Nr. 15/16, S. 576-578.
- Willmar, H. (1976): Doppelte Kieselgurfiltration des Bieres. *Brauwelt* 116 Nr. 30, S. 975-979.
- Willmar, H. (1986): Entwicklung der Filtration. *Brauwelt* 126, S. 1446-1452.
- Wittmann (1991): Filtersysteme in der Brauerei. Übersicht Filtersysteme in der Brauerei, VLB.

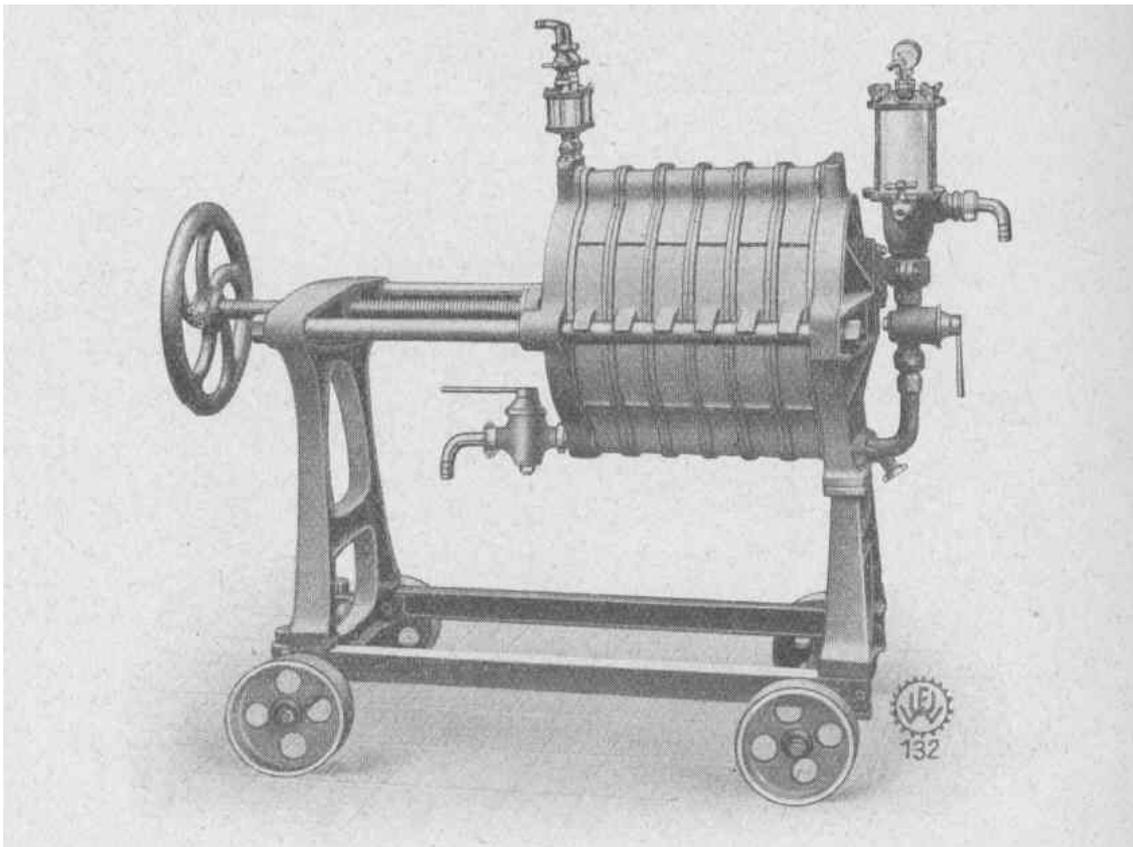


Abbildung A.1: Schalenmassefilter für die Bierfiltration

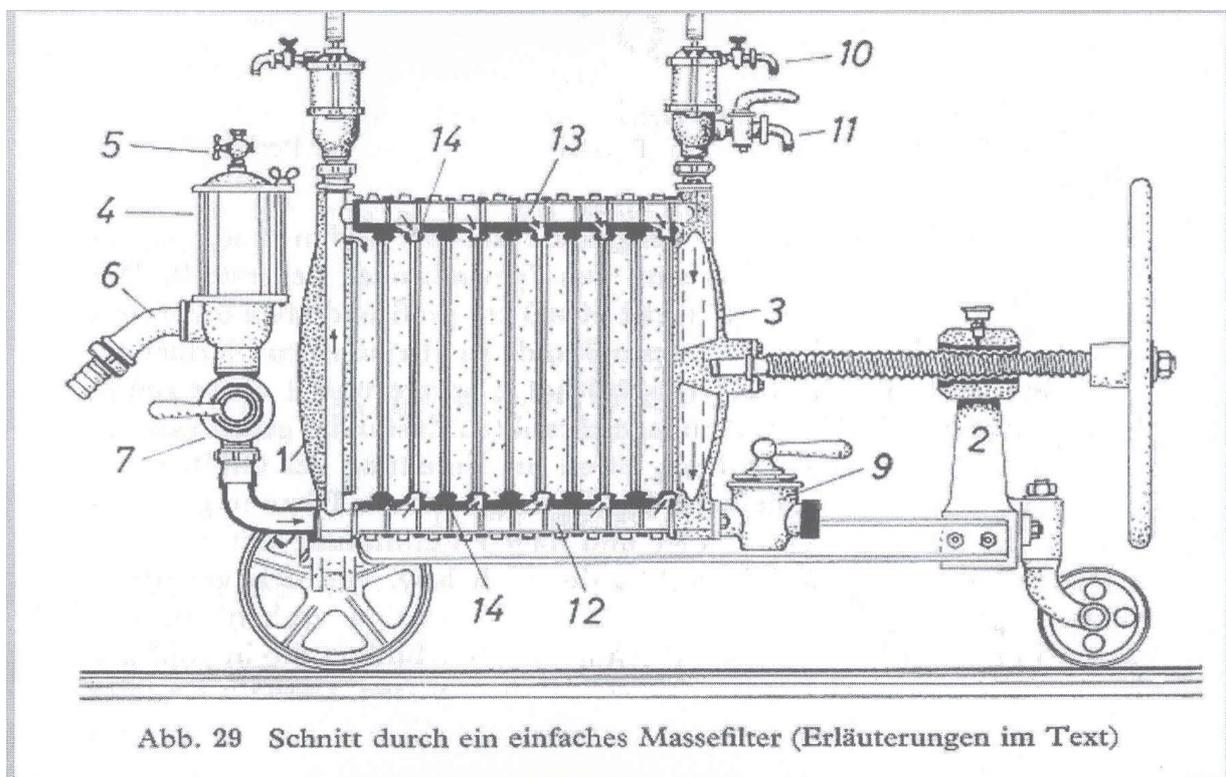


Abbildung A.2: Massefilter

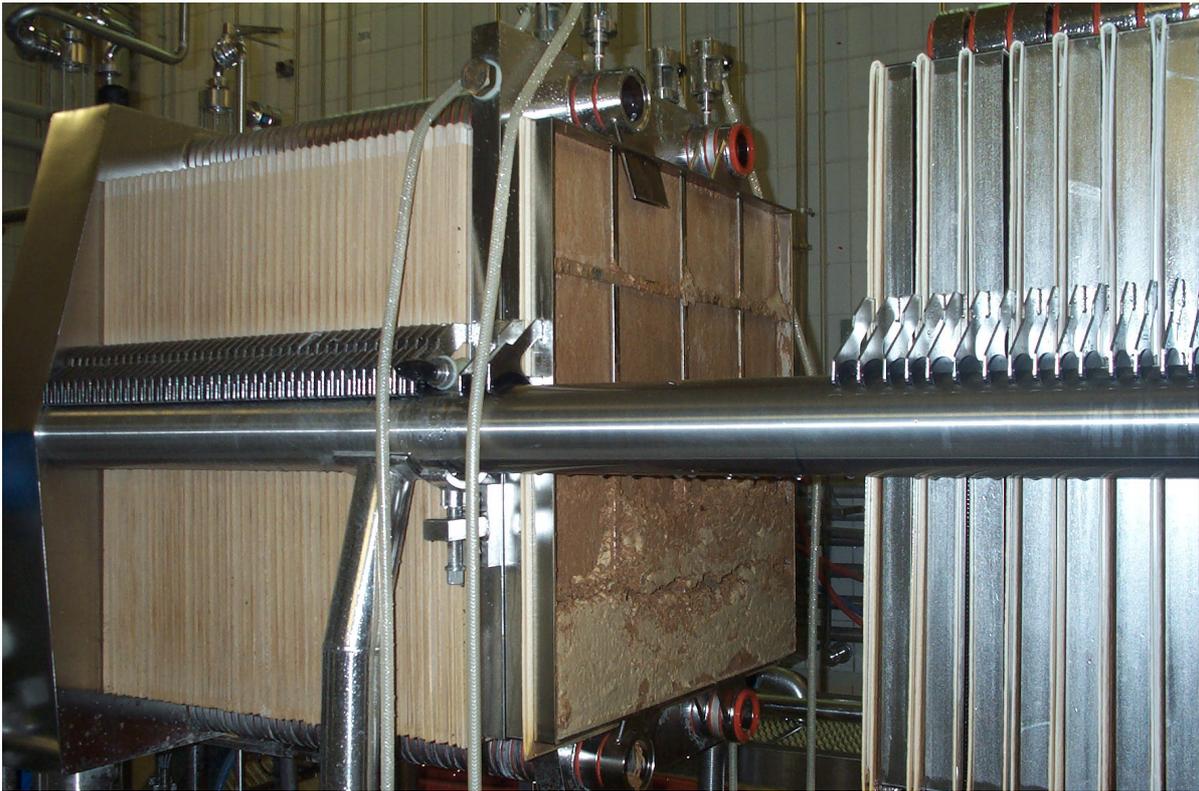


Abbildung A.3: Geöffneter Kieselgurrahmenfilter mit Trubkuchen



Abbildung A.4: Klassisches Kerzenfiltersystem der Firma Filtrox AG

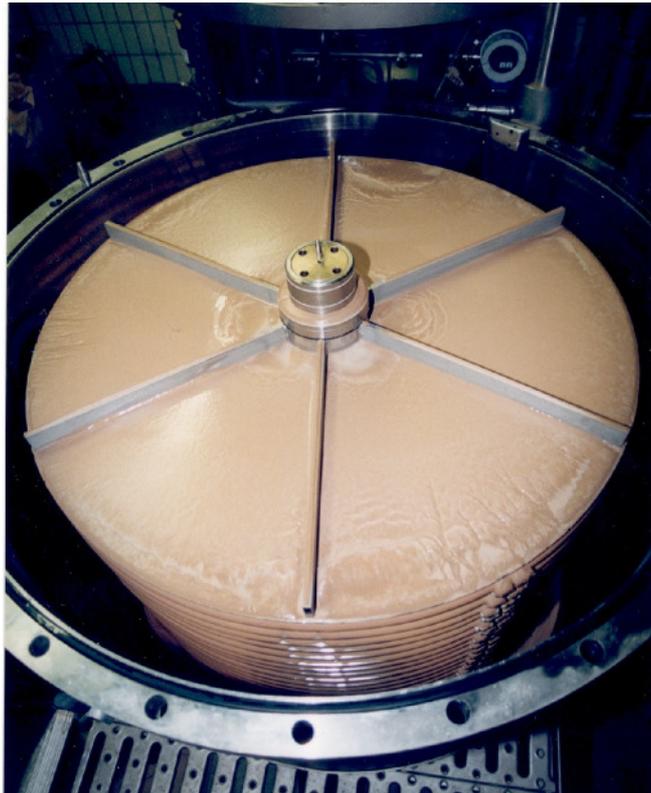


Abbildung A.5: angeschwemmtes Horizontalfiltersiebpaket

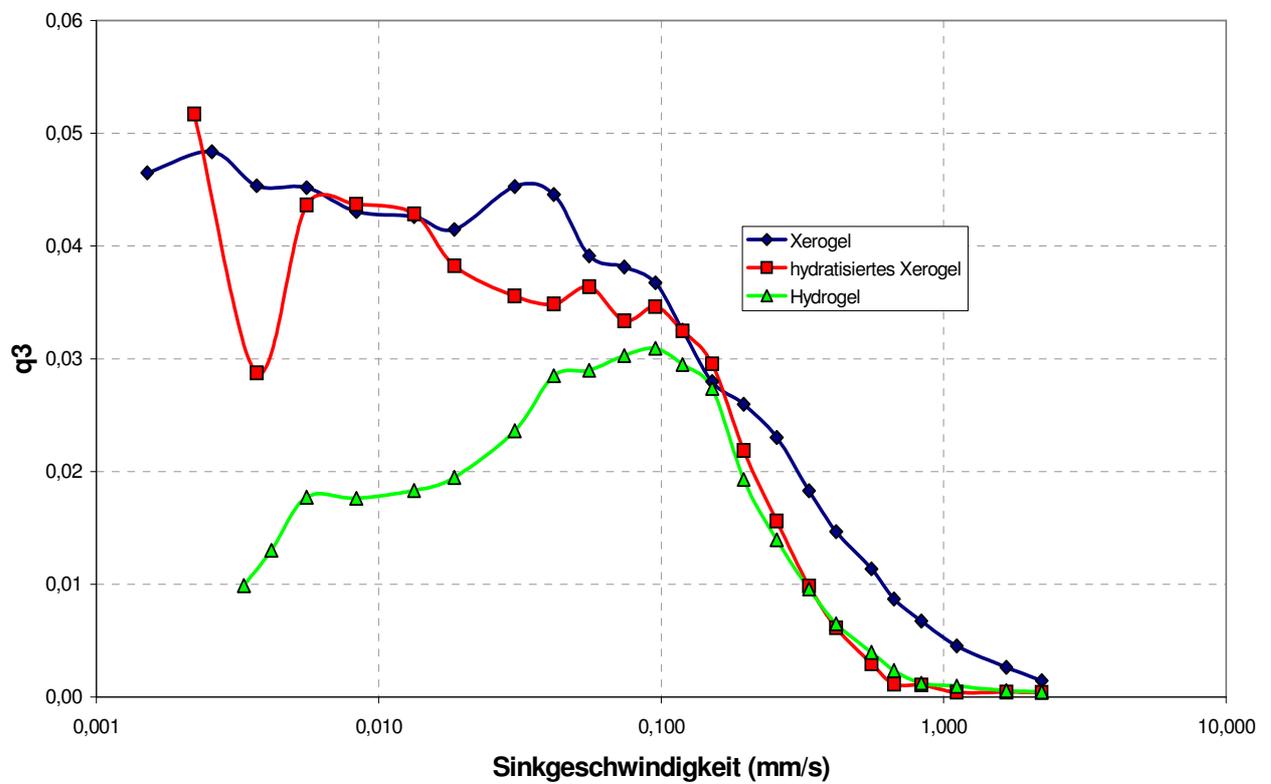


Abbildung A.6: Vergleich von Sinkgeschwindigkeitsverteilungen von Kieselgelen (Partikeldichteverteilung q_3 [1/mm/s])

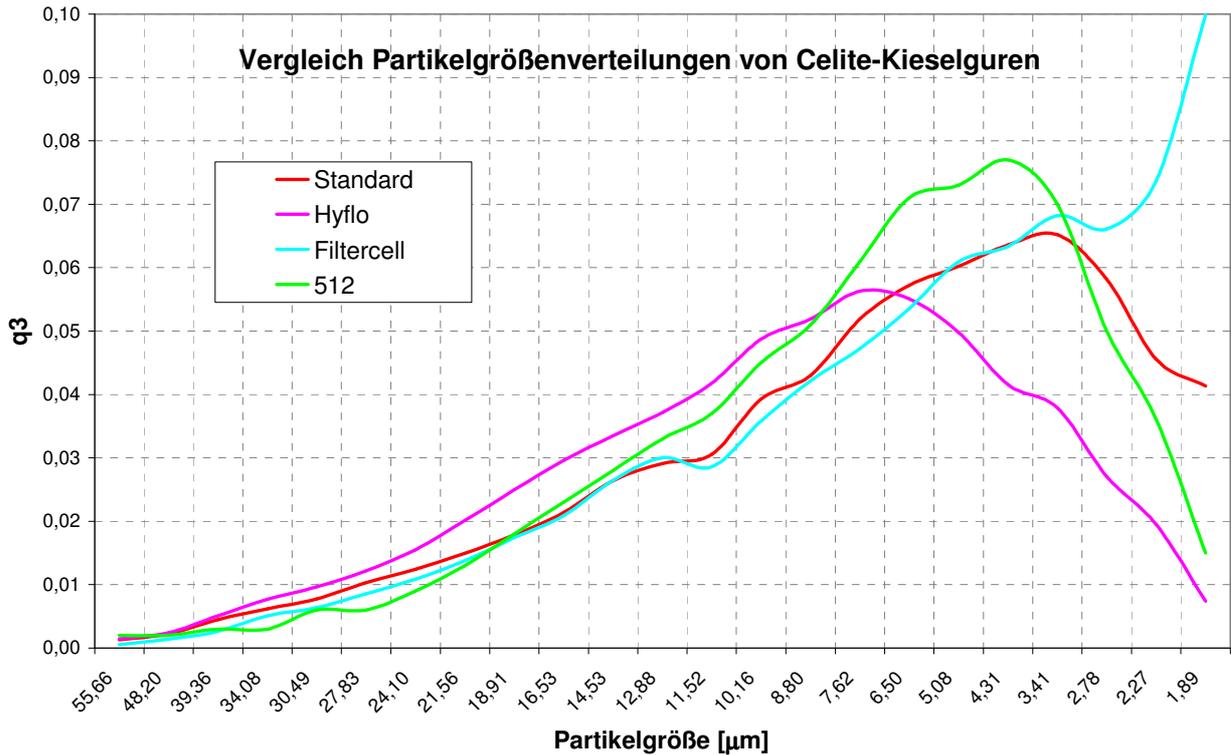


Abbildung A.7: Vergleich von Partikelgrößenverteilungen verschiedener Kieselguren (Partikeldichteverteilung q_3 [1/ μm])

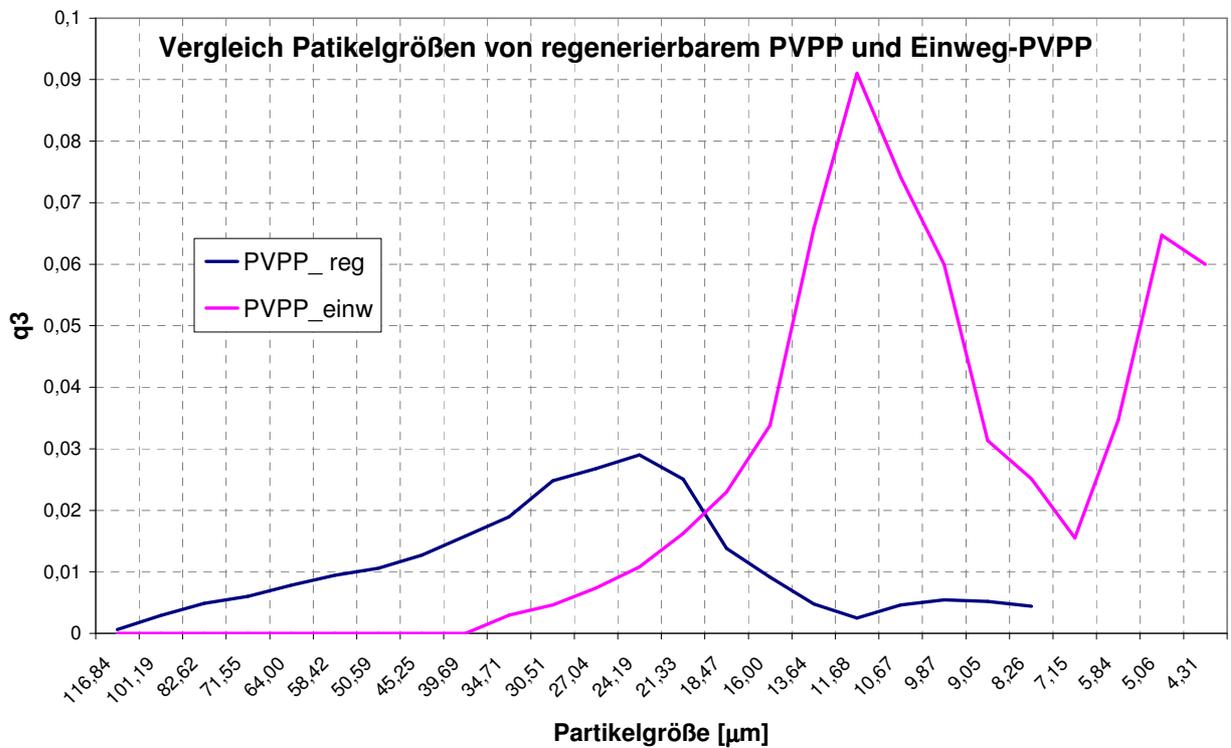


Abbildung A.8: Vergleich von Partikelgrößenverteilung von regenerierbarem PVPP und Einweg-PVPP (Partikeldichteverteilung q_3 [1/ μm])



Abbildung A.9: Filterversuchstand mit ausgebauter, angeschwemmter Filterkerze

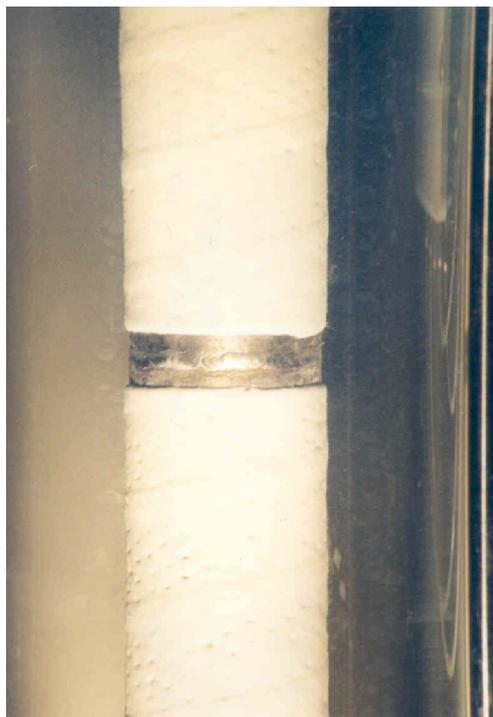


Abbildung A.10: Siebgebekkerze mit grober Gur angeschwemmt

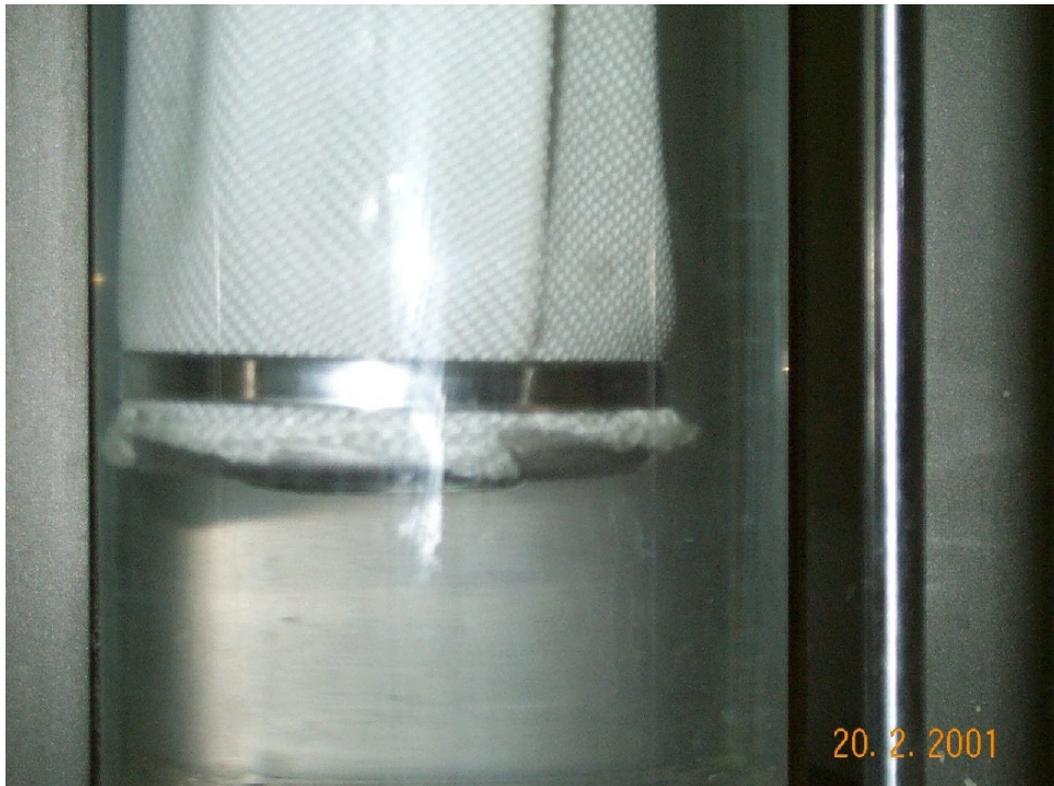


Abbildung A.11: Kerze der Firma „DRM“



Abbildung A.12: Angeschwemmte Kerze der Firma „DRM“



Abbildung A.13: Filterversuchsstand: Farbwolke zur Messung der Strömungsgeschwindigkeit entlang der Kerze

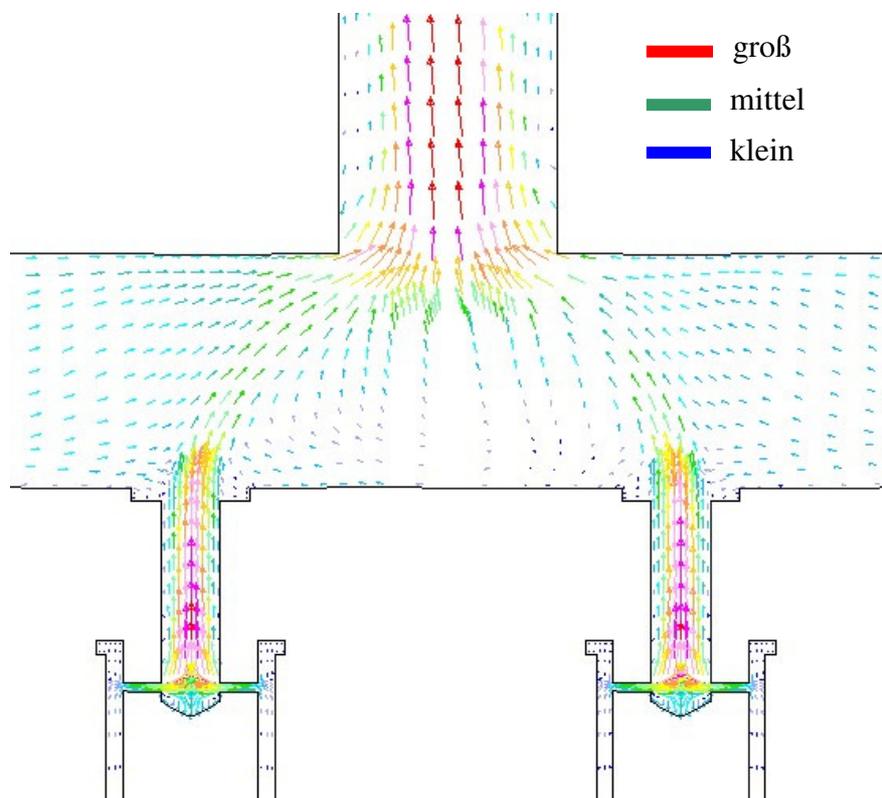


Abbildung A.14: Geschwindigkeitsverteilung am Filterelementaustritt

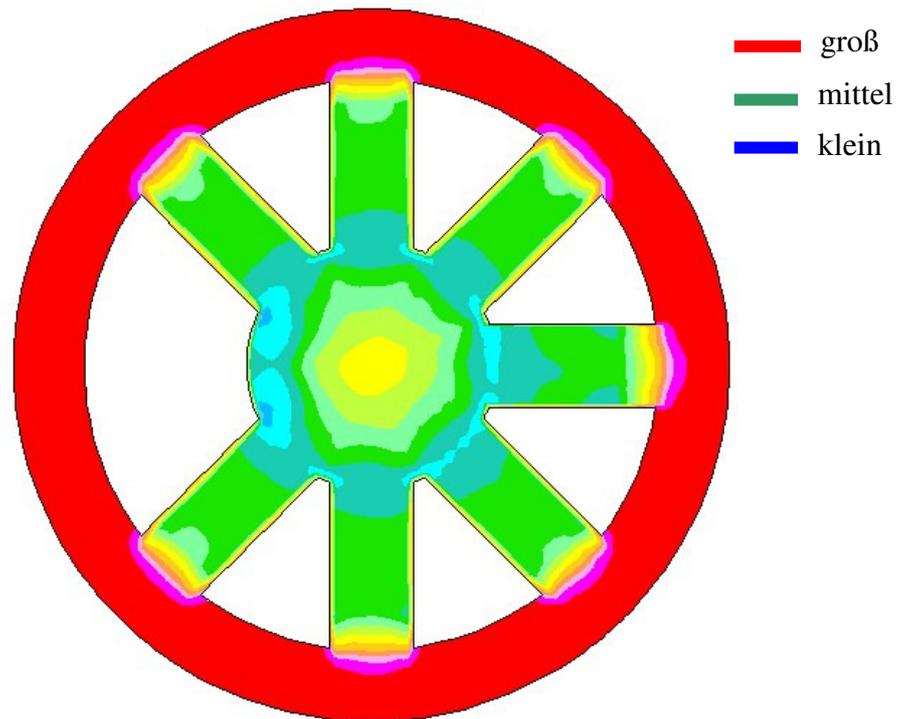


Abbildung A.15: Druckverteilung in den Querbohrungen des Filterelementes

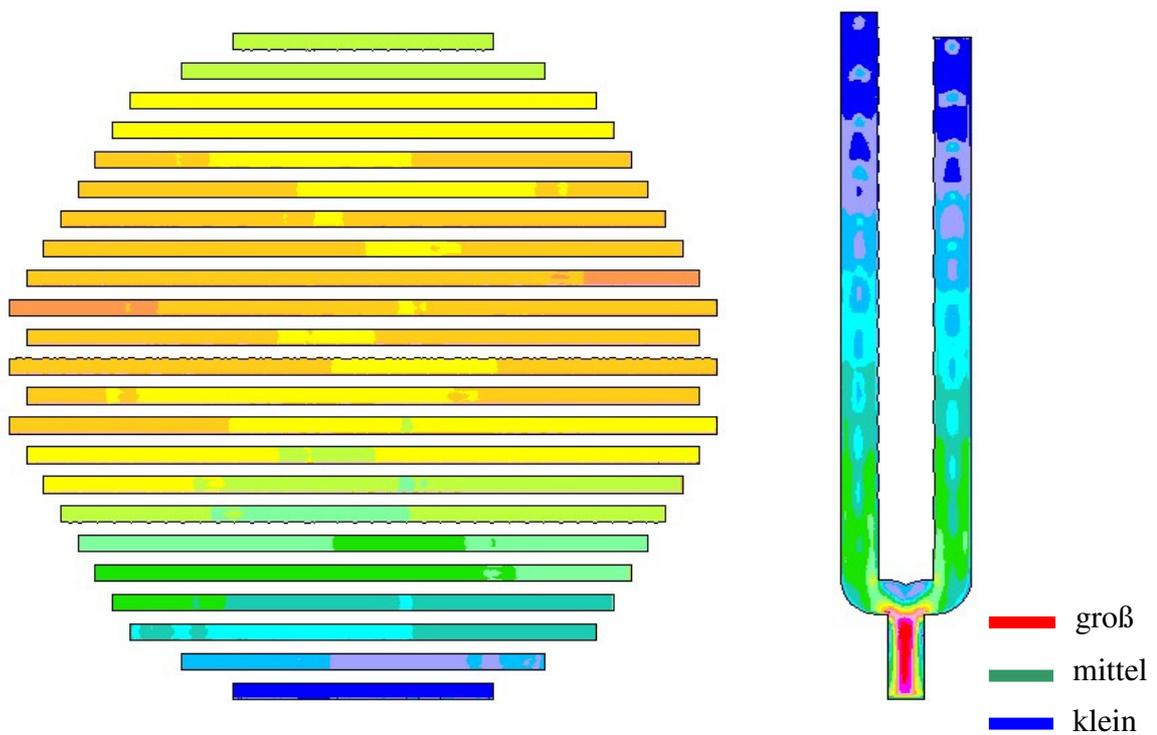


Abbildung A.16: Druckverteilung in den Filtratsammelrohren und Geschwindigkeitsverteilung in den Filtratausläufen des Registers

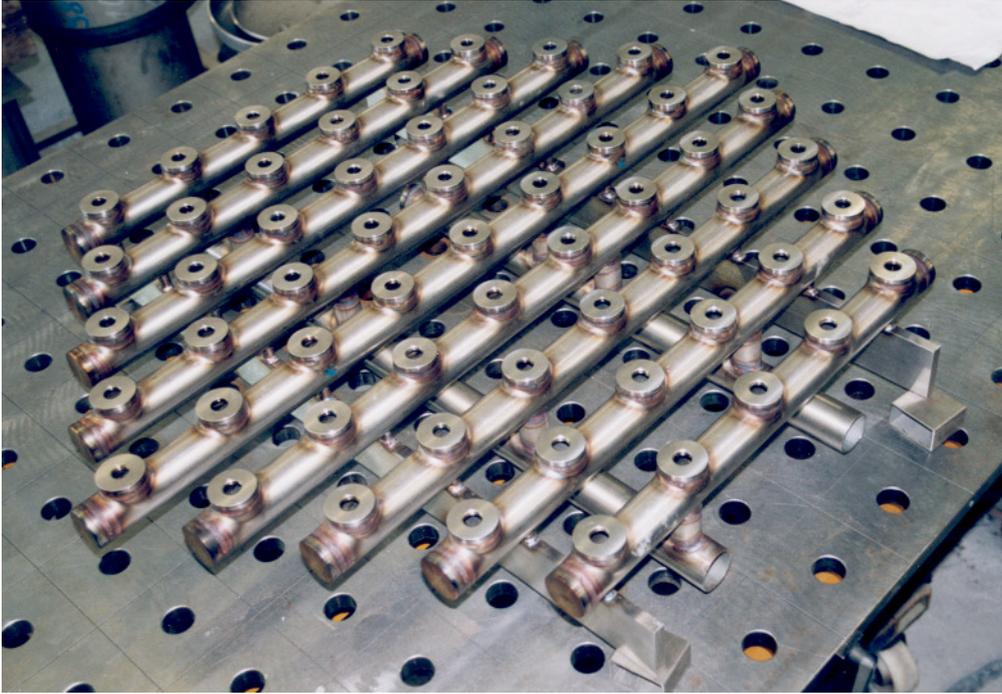


Abbildung A.17: Prototyp-Register in der Fertigung, Sicht von unten

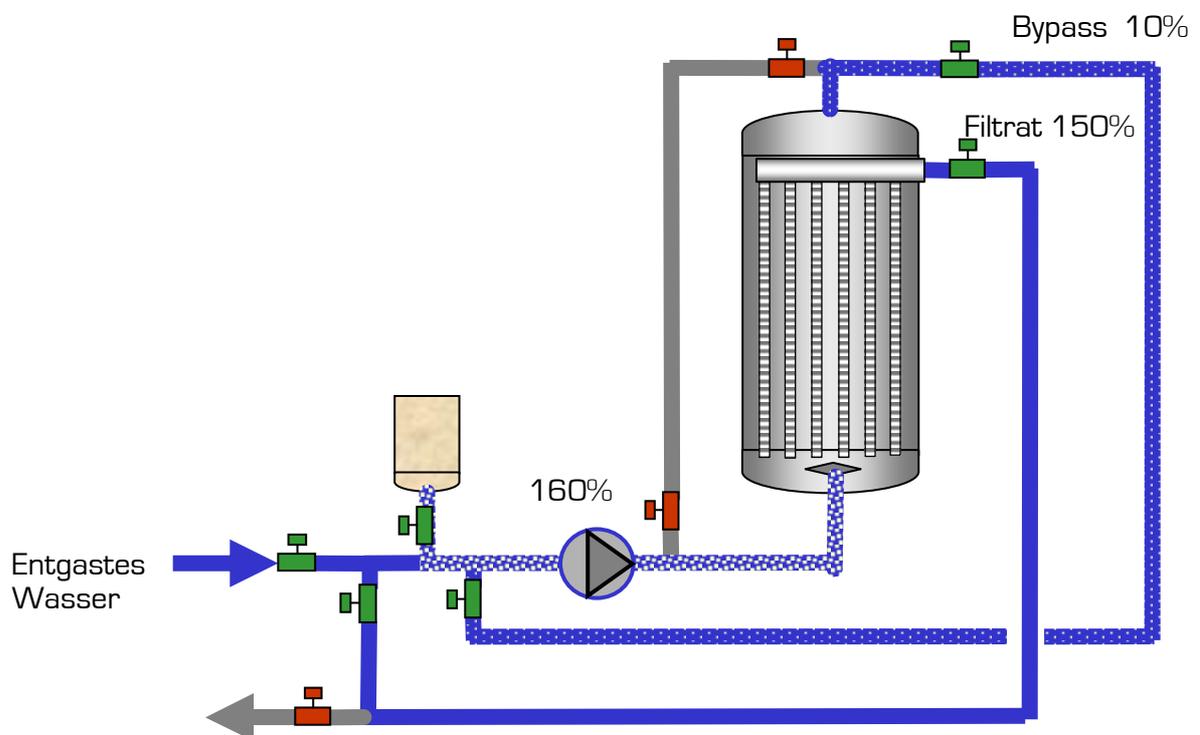


Abbildung A.18: Einbringen der Voranschwemmung

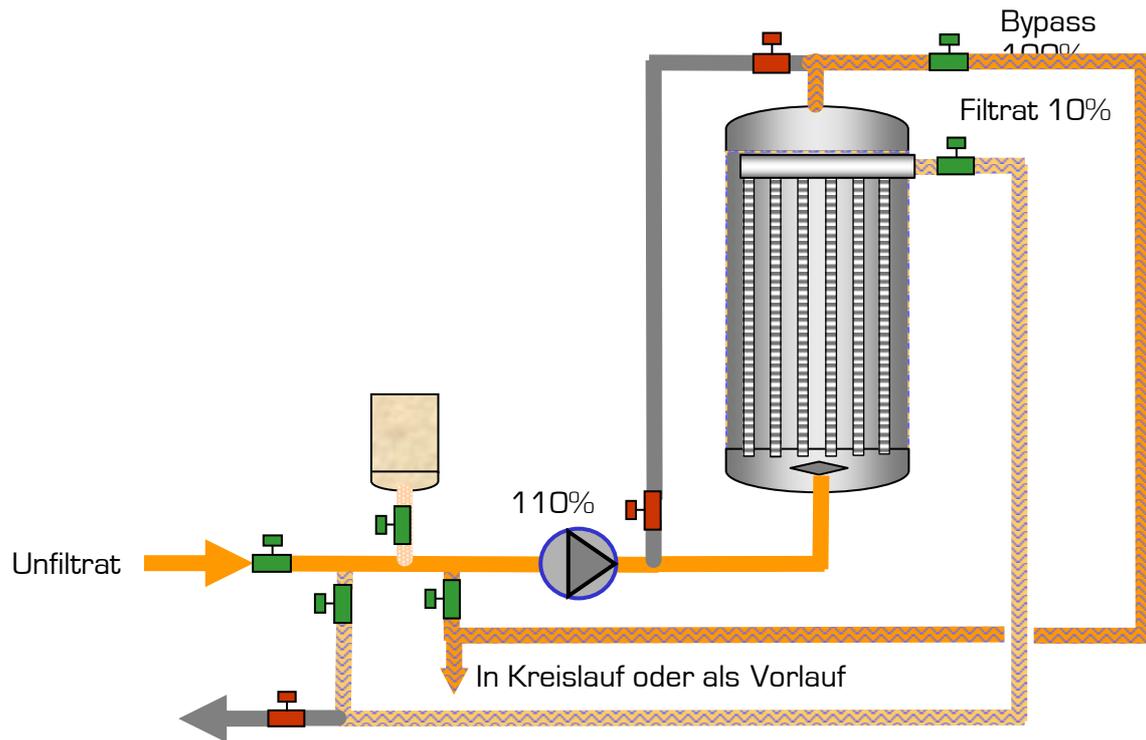


Abbildung A.19: Vorlaufabtrennen über Bypass

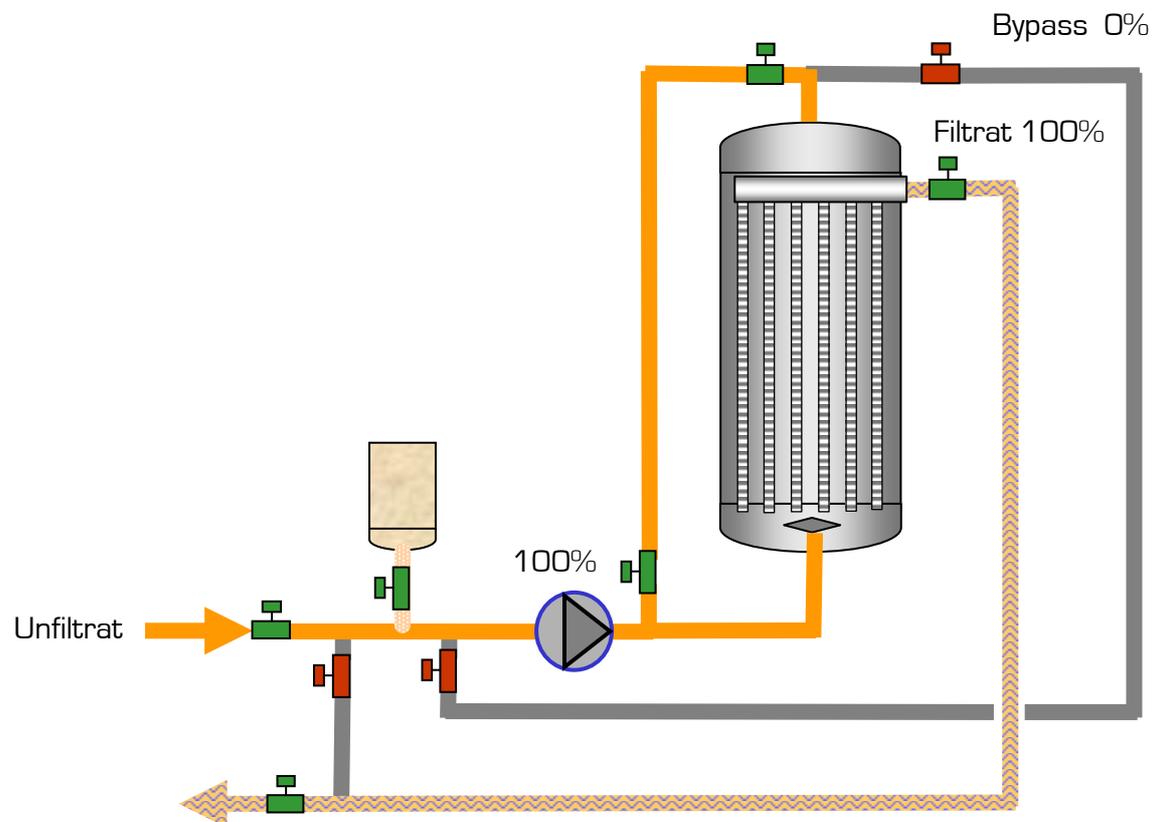


Abbildung A.20: Vorlaufabtrennen über Filterelemente

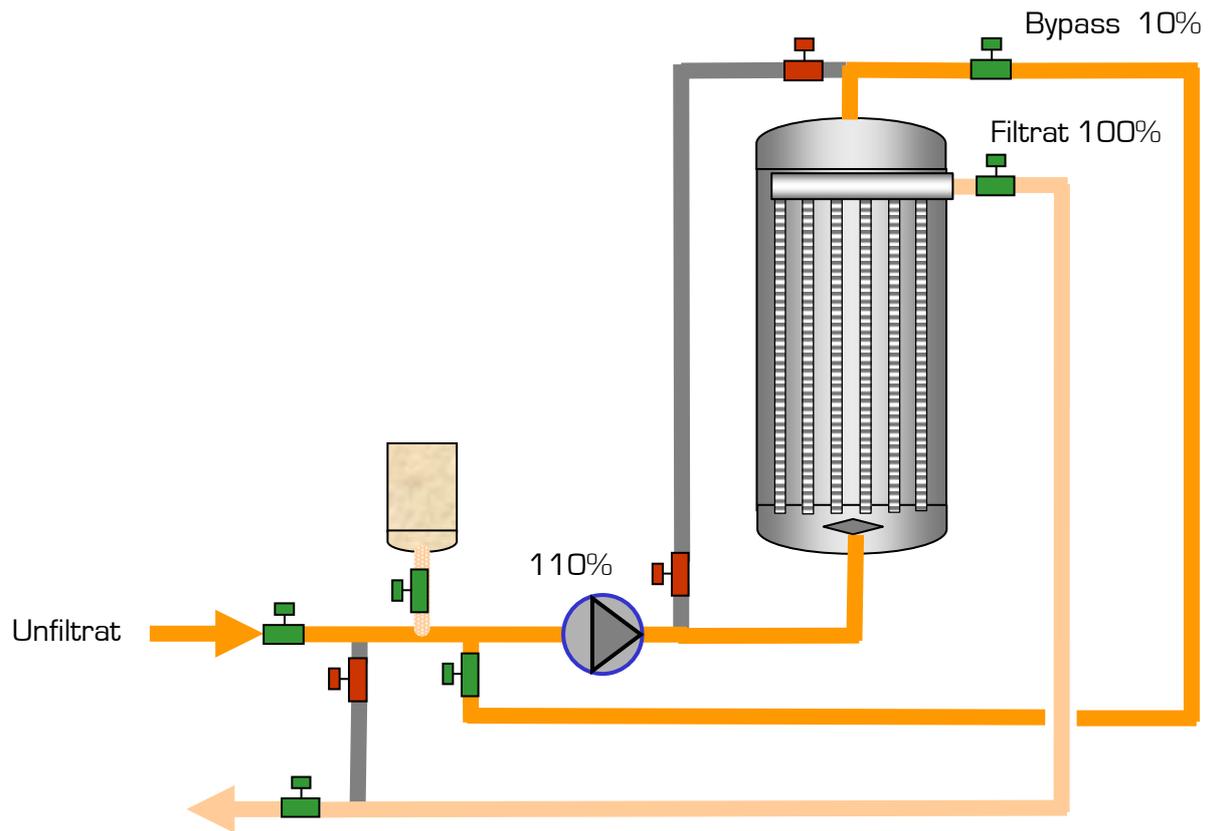


Abbildung A.21: Filtration

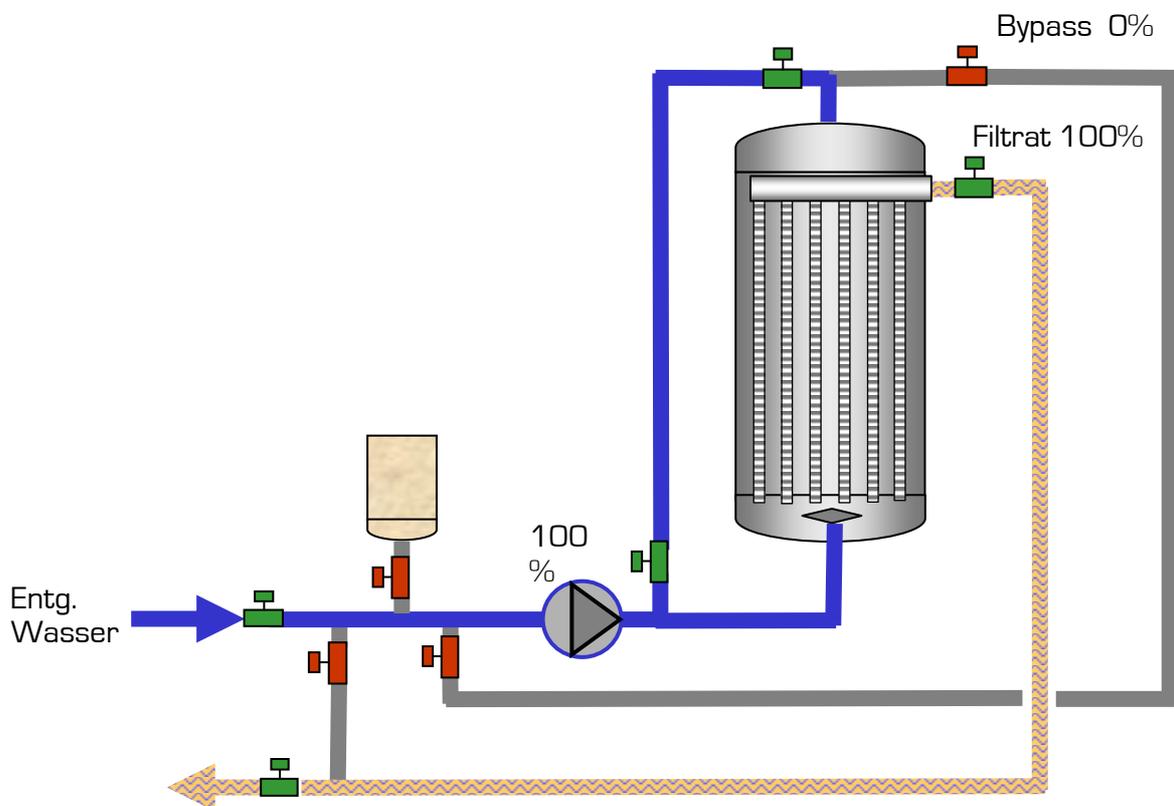


Abbildung A.22: Nachlaufabtrennen über Filterelemente

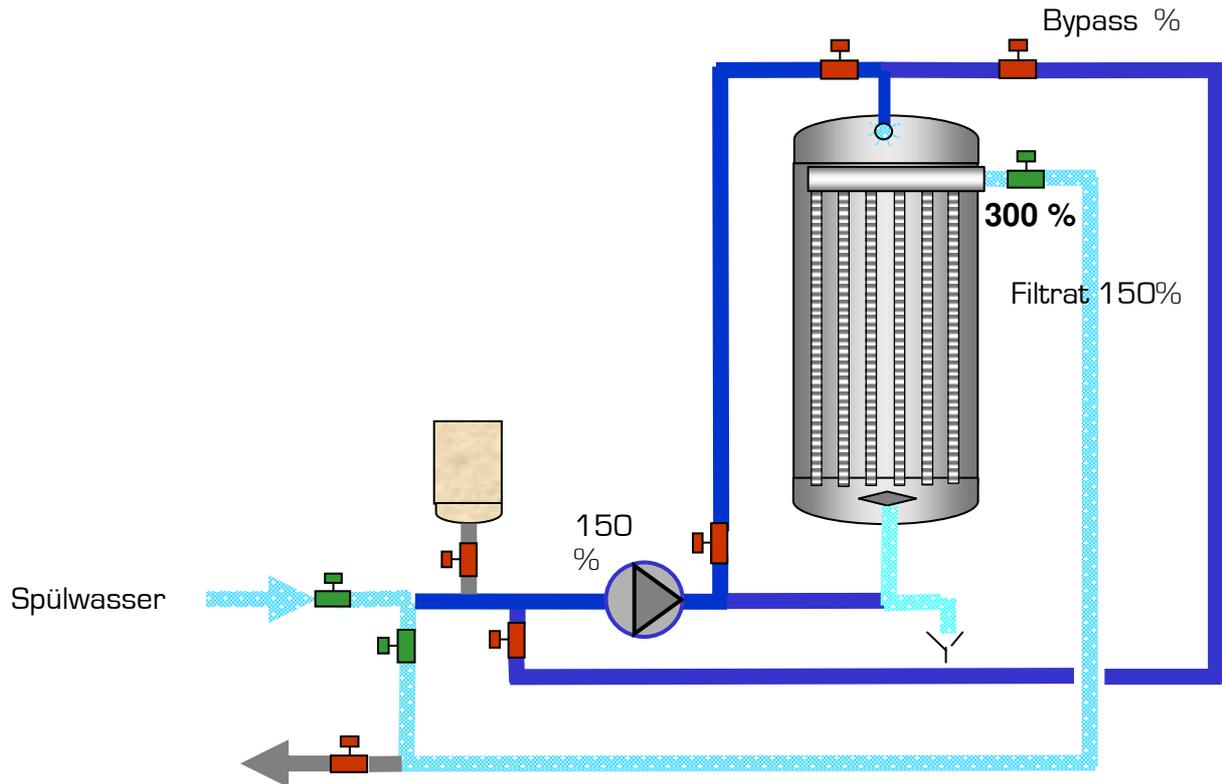


Abbildung A.23: Rückspülen der Filterelemente

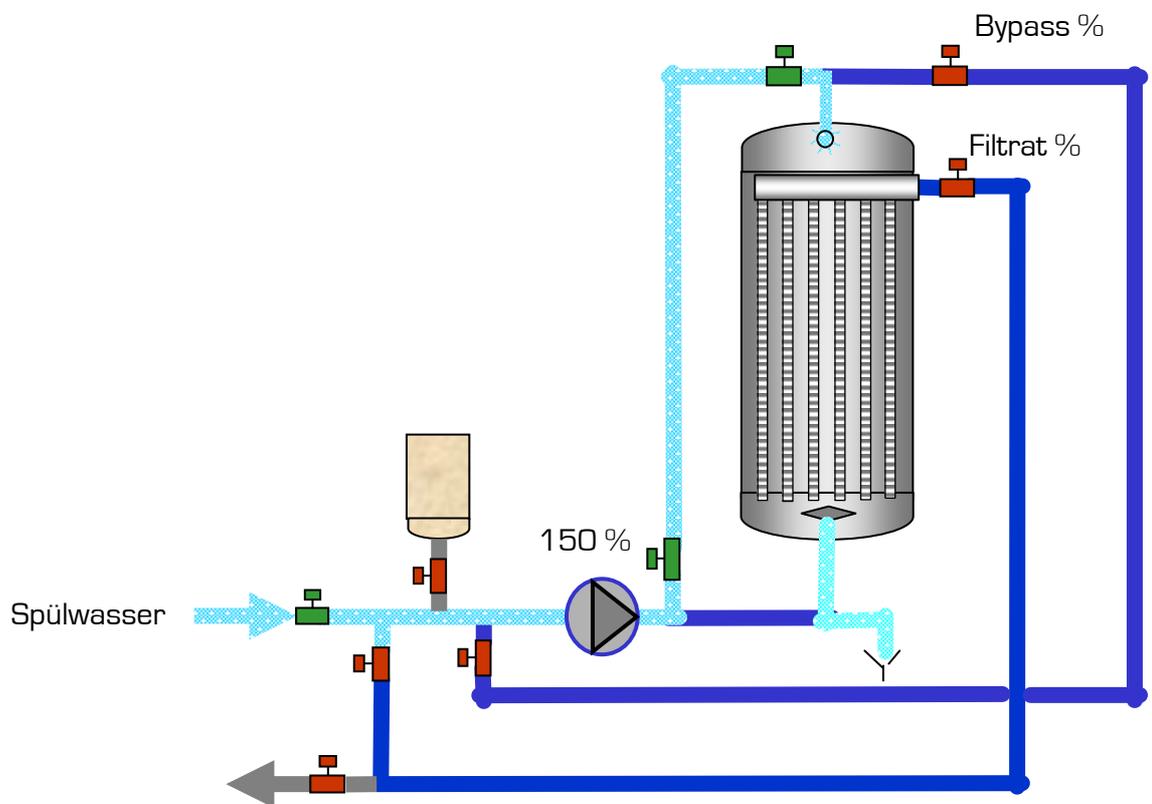


Abbildung A.24: Kessel, Register spülen über Sprühköpfe

Tabelle A.T1: Messgeräte der TFS-Filterlinie

Messgröße	Hersteller	Typ	Messort	Messbereich
Durchfluss	Endress+Hauser	Promag 53H	1 / 2	0.01–10 m/s
90°/25°-Trübung	Sigrist-Photometer	Dual Scat	2	0-2 EBC
Temperatur	Negele	TFP-49	2	-5–95 °C
Stammwürze	Anton Paar	SPR4115SF / MPDS1000	2 / 3	0–20 %
Druck	Endress+Hauser	Cerabar MPMP46	2 / 3	0–10 bar

Tabelle A.T2: Messgeräte der Vergleichslinie I

Messgröße	Hersteller	Typ	Messort	Messbereich
Druck	Endress+Hauser	Cerabar PMC531	1	0-10 bar
90°-Trübung	Sigrist-Photometer	KT30S0H	2	0-2 EBC
Druck	Danfoss	EMP2	2	0-6 bar
Durchfluss	Fischer & Porter	Promag30D	2	0-1000 hl/h

Tabelle A.T3: Messgeräte der Vergleichslinie II

Messgröße	Hersteller	Typ	Messort	Messbereich
Druck	Endress+Hauser	Cerabar PMP 46	1	0-10 bar
90°-Trübung	Sigrist-Photometer	KT30-11S0HM	2	0-2 EBC
Druck	Endress+Hauser	Cerabar PMP 46	2	0-10 bar
Durchfluss	Endress+Hauser	Promag30D	2	0-1000 hl/h

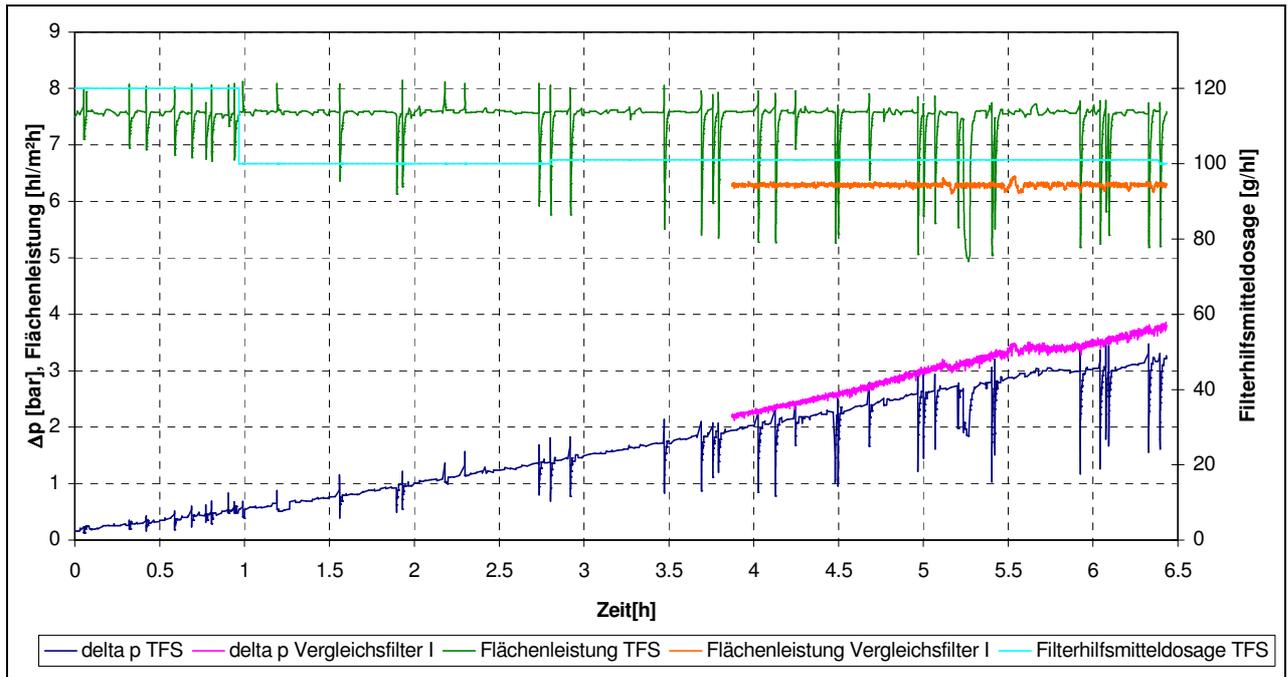


Abbildung A.25: Verlauf der Druckdifferenz, Flächenleistung und Filterhilfsmitteldosage am TFS- und Vergleichsfilter bei der Filtration am 10.12.01.

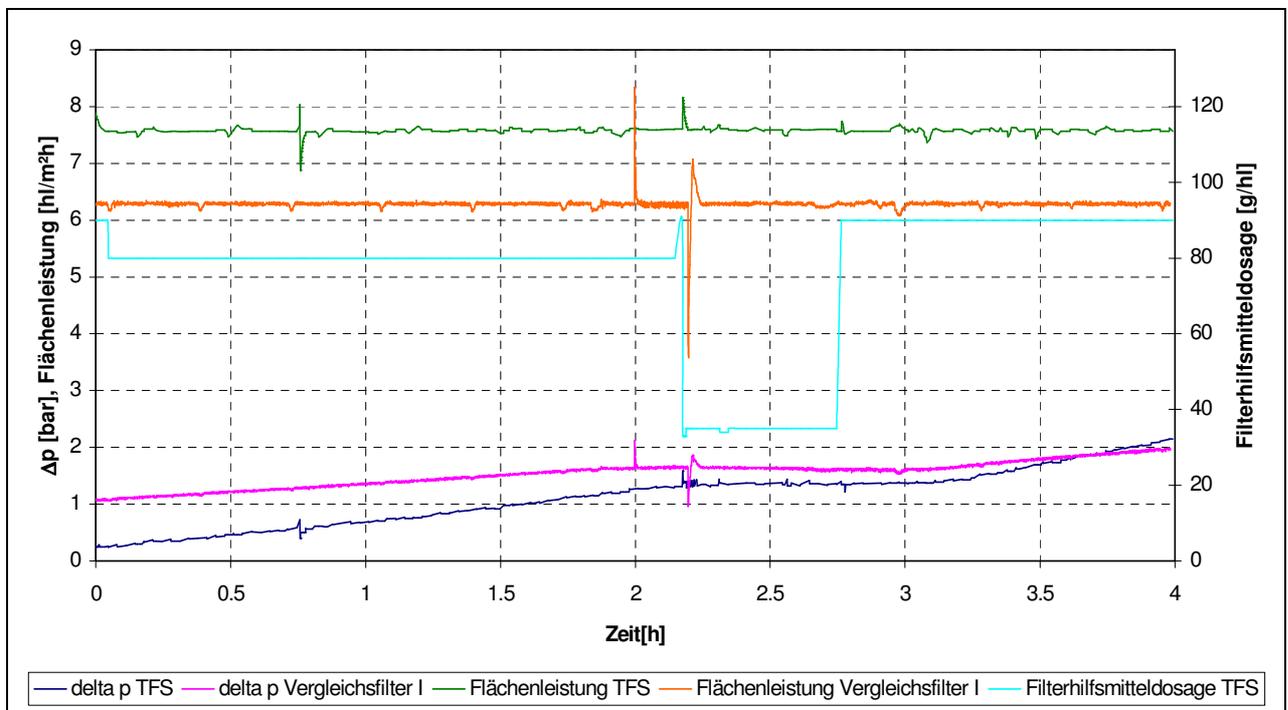


Abbildung A.26: Verlauf der Druckdifferenz, Flächenleistung und Filterhilfsmitteldosage am TFS- und Vergleichsfilter bei der Filtration am 12.12.01.

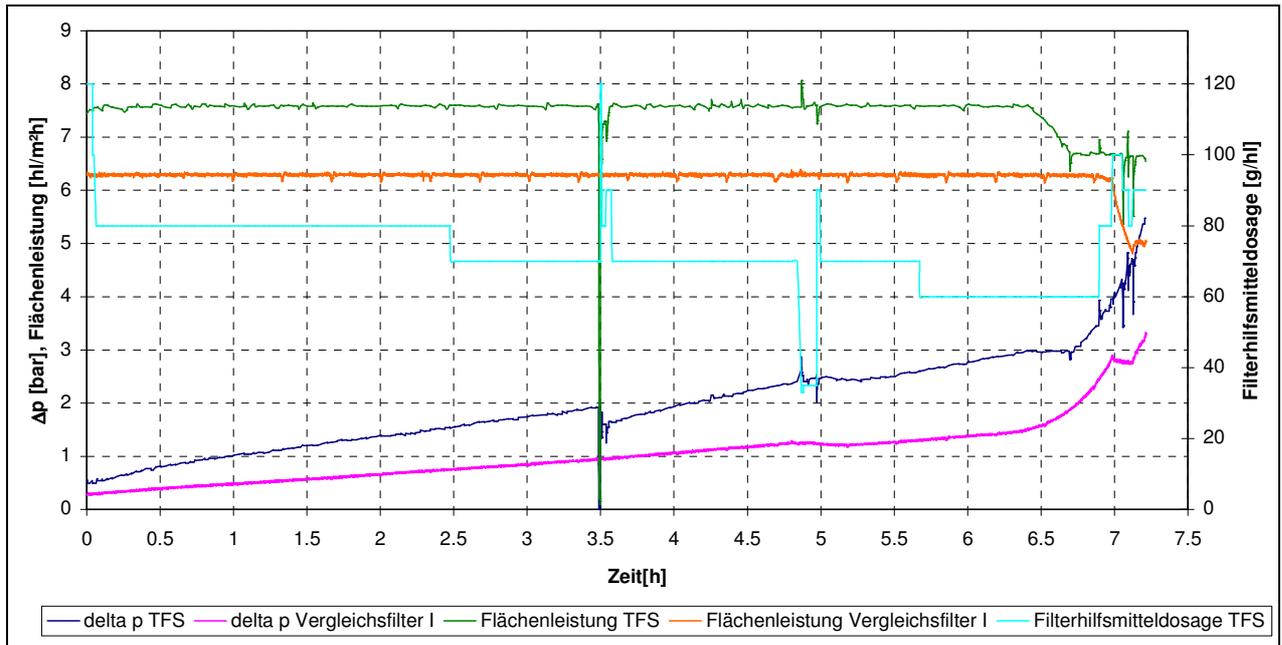


Abbildung A.27: Verlauf der Druckdifferenz, Flächenleistung und Filterhilfsmitteldosage am TFS- und Vergleichsfilter bei der Filtration am 18.12.01.

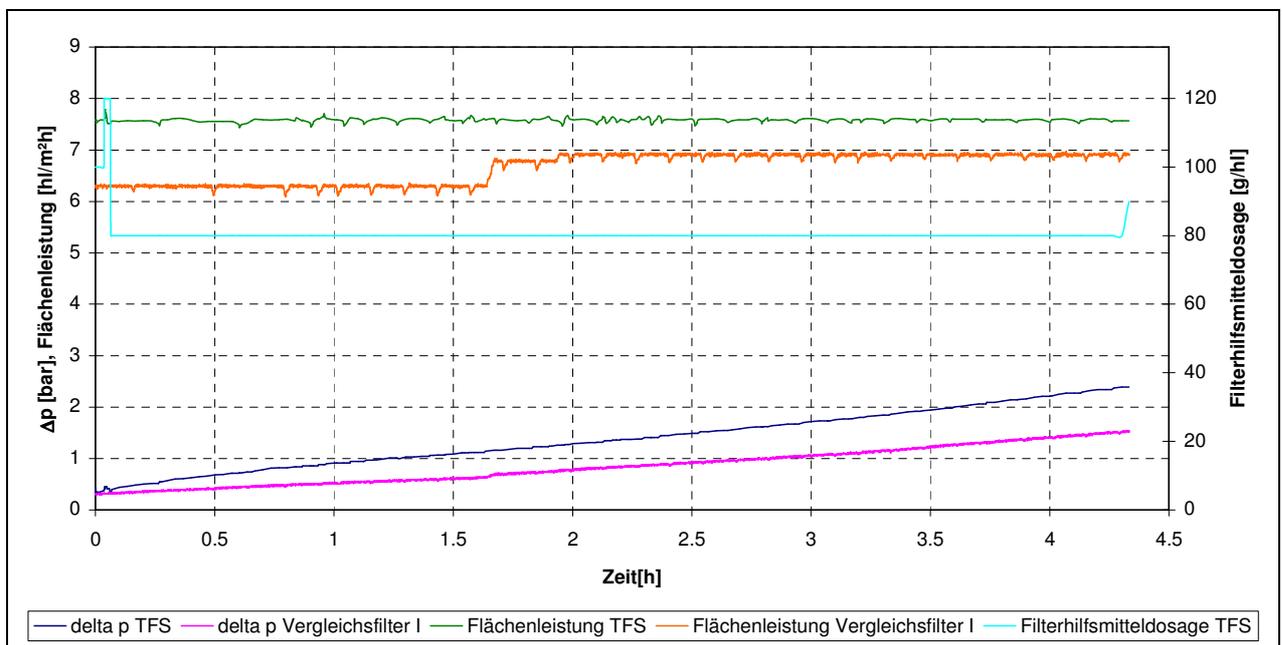


Abbildung A.28: Verlauf der Druckdifferenz, Flächenleistung und Filterhilfsmitteldosage am TFS- und Vergleichsfilter bei der Filtration am 21.12.01.

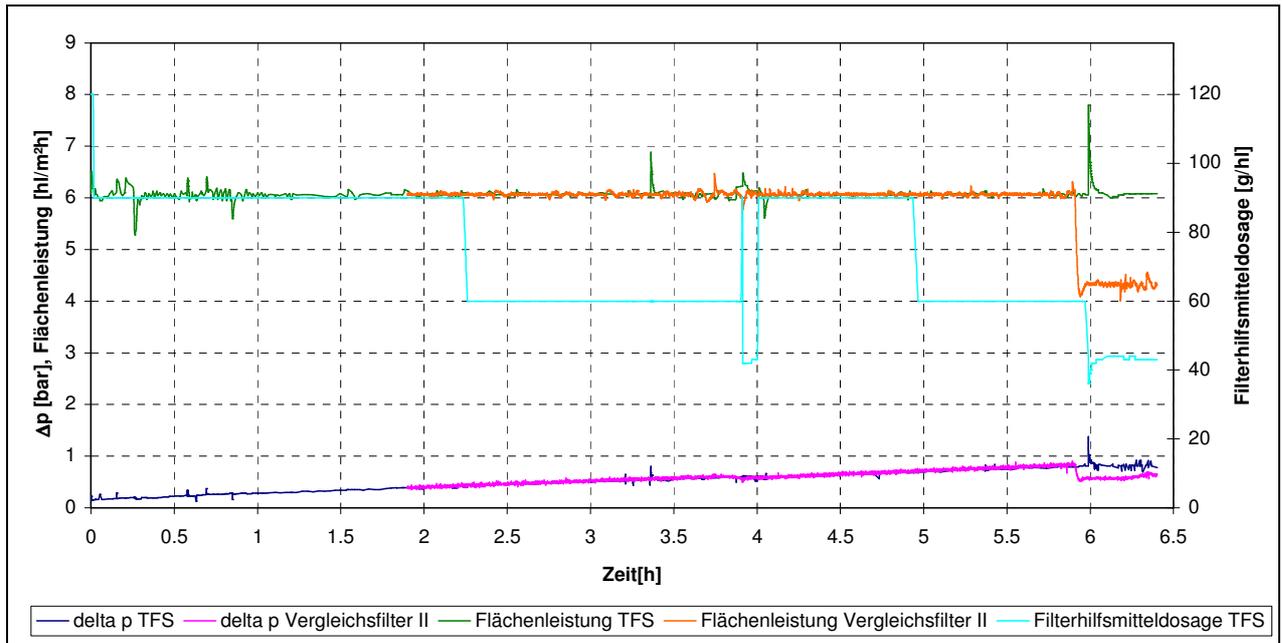


Abbildung A.29: Verlauf der Druckdifferenz, Flächenleistung und Filterhilfsmitteldosage am TFS- und Vergleichsfilter bei der Filtration am 22.01.02.

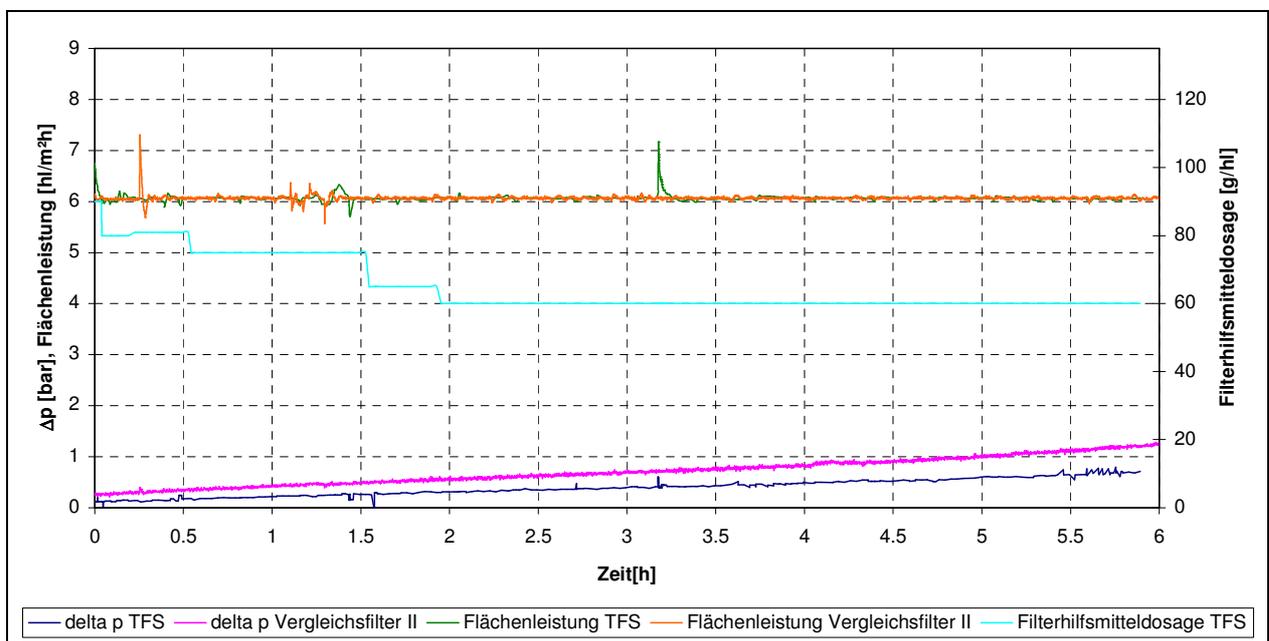


Abbildung A.30: Verlauf der Druckdifferenz, Flächenleistung und Filterhilfsmitteldosage am TFS- und Vergleichsfilter bei der Filtration am 24.01.02.

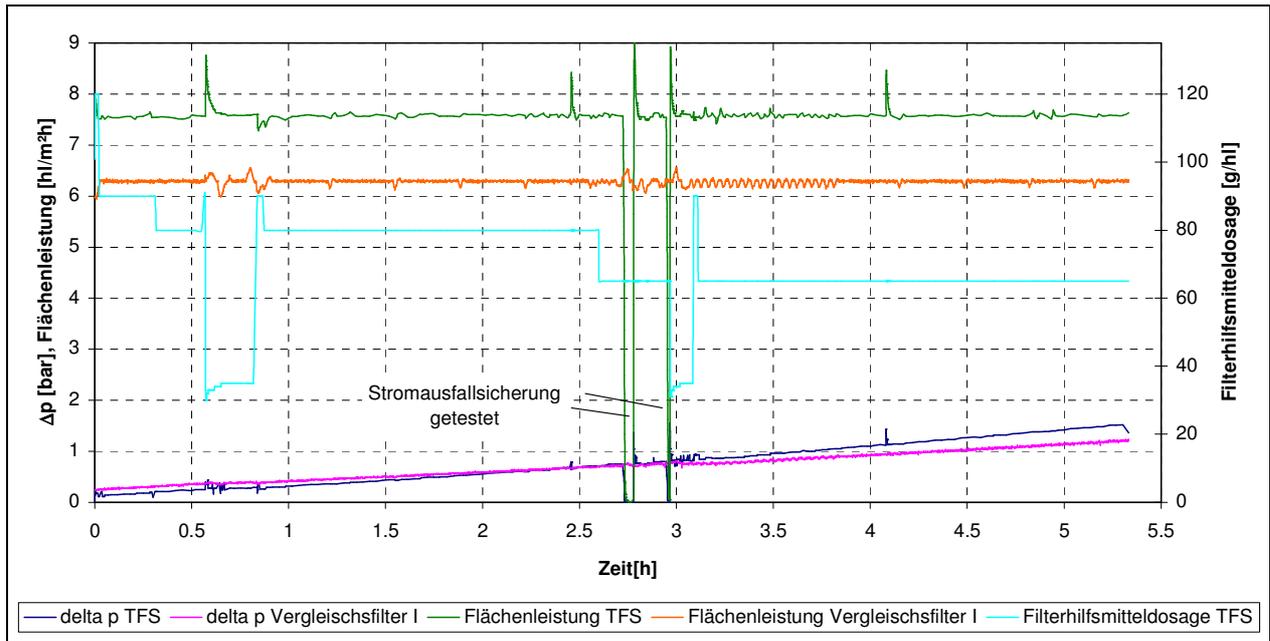


Abbildung A.31: Verlauf der Druckdifferenz, Flächenleistung und Filterhilfsmitteldosage am TFS- und Vergleichsfilter bei der Filtration am 30.01.02.

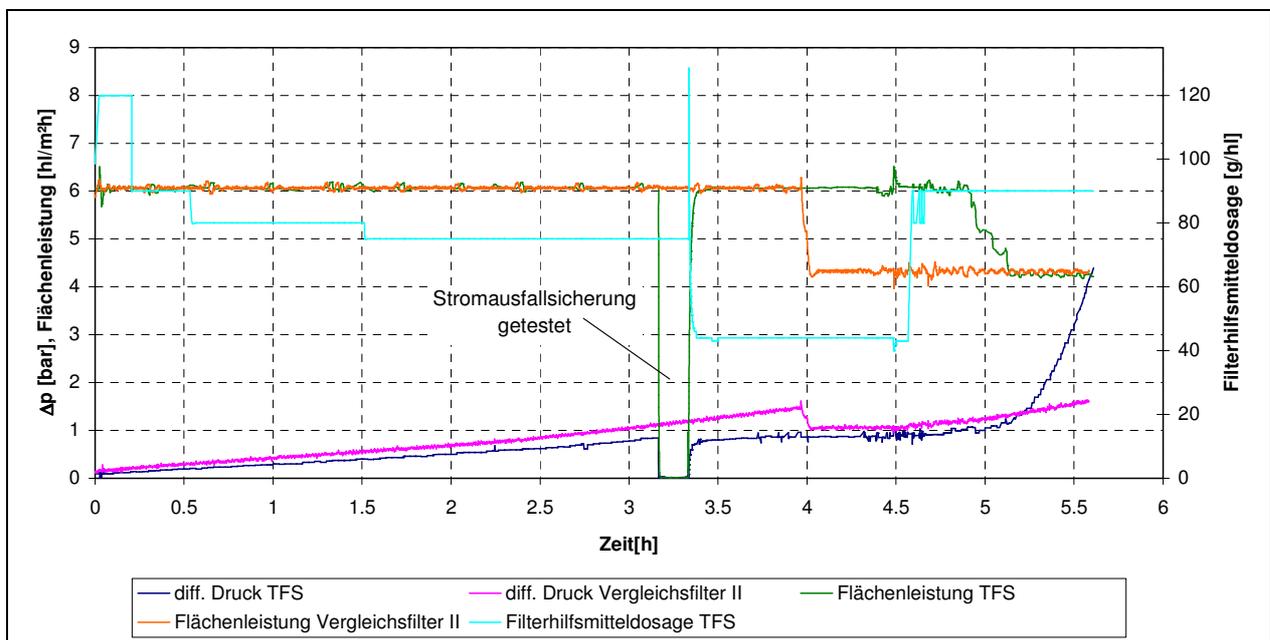


Abbildung A.32: Verlauf der Druckdifferenz, Flächenleistung und Filterhilfsmitteldosage am TFS- und Vergleichsfilter bei der Filtration am 04.02.02.

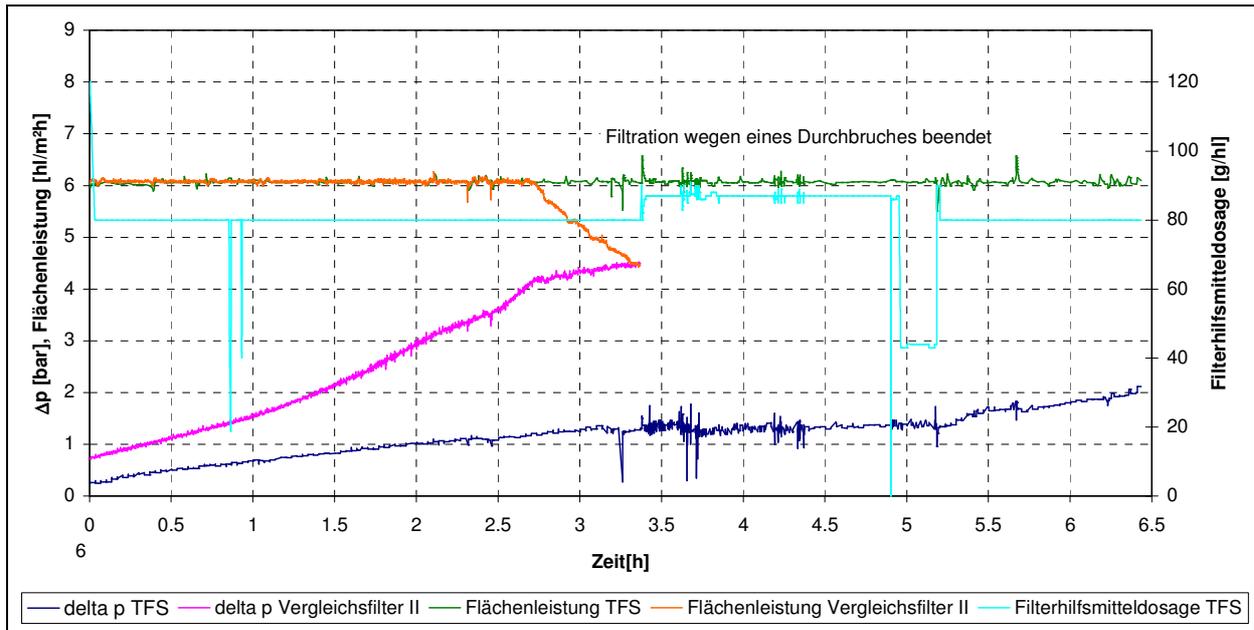


Abbildung A.33: Verlauf der Druckdifferenz, Flächenleistung und Filterhilfsmitteldosage am TFS- und Vergleichsfilter bei der Filtration am 07.02.02.

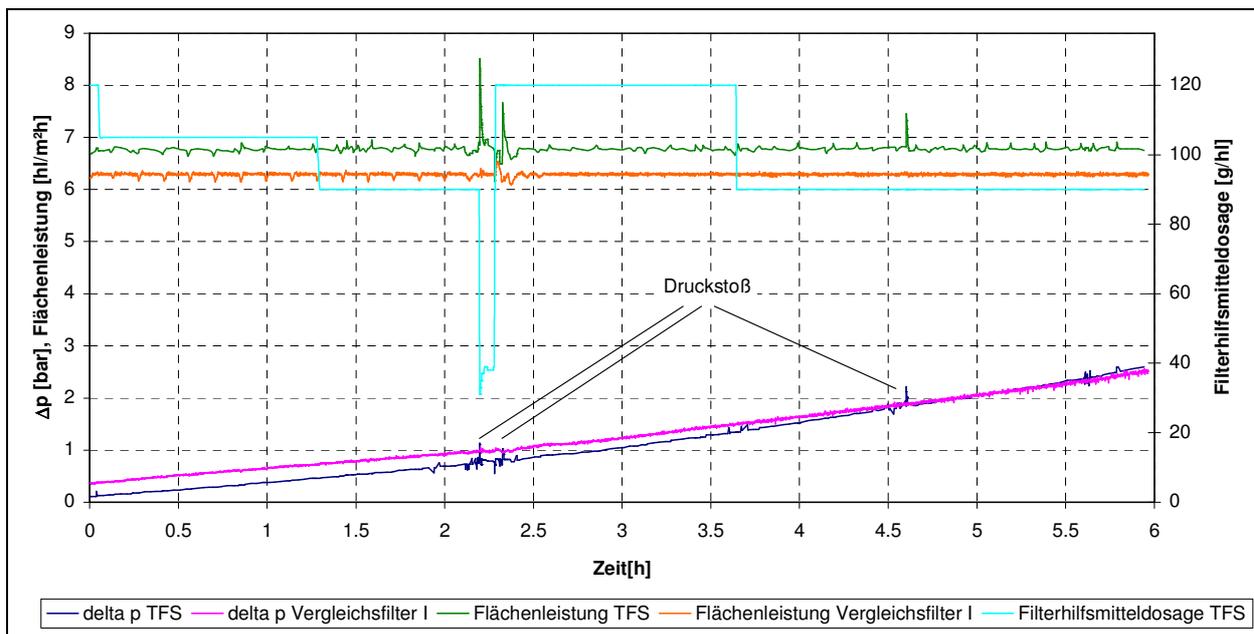


Abbildung A.34: Verlauf der Druckdifferenz, Flächenleistung und Filterhilfsmitteldosage am TFS- und Vergleichsfilter bei der Filtration am 11.02.02.

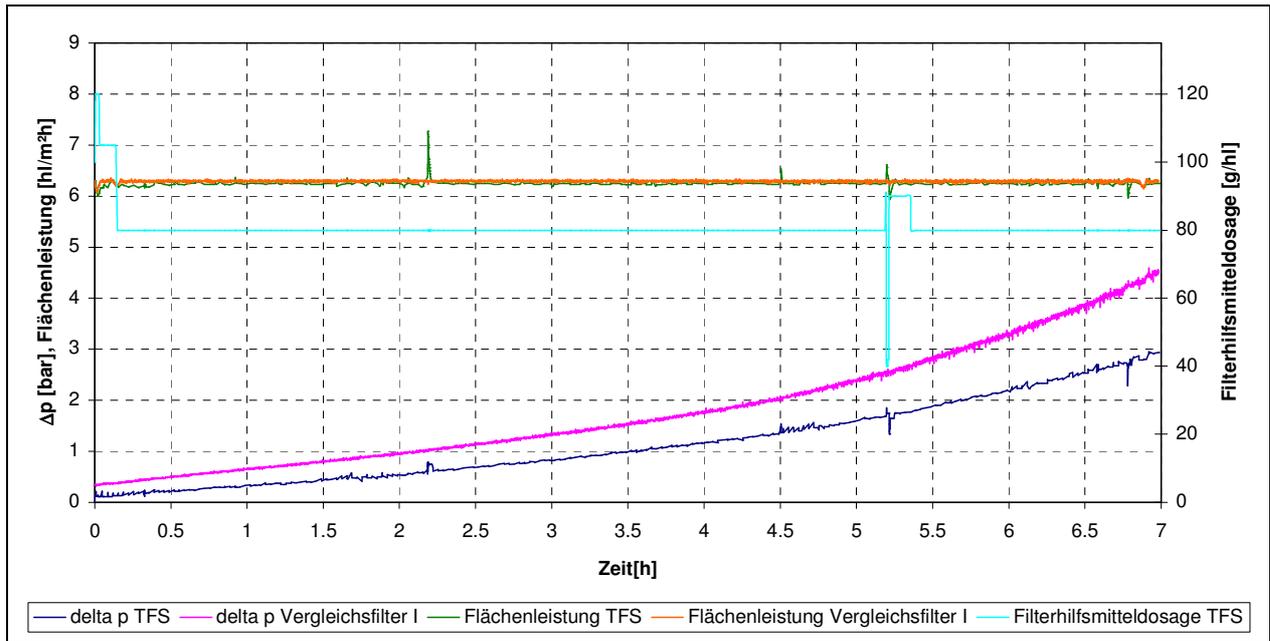


Abbildung A.35: Verlauf der Druckdifferenz, Flächenleistung und Filterhilfsmitteldosage am TFS- und Vergleichsfilter bei der Filtration am 19.02.02.

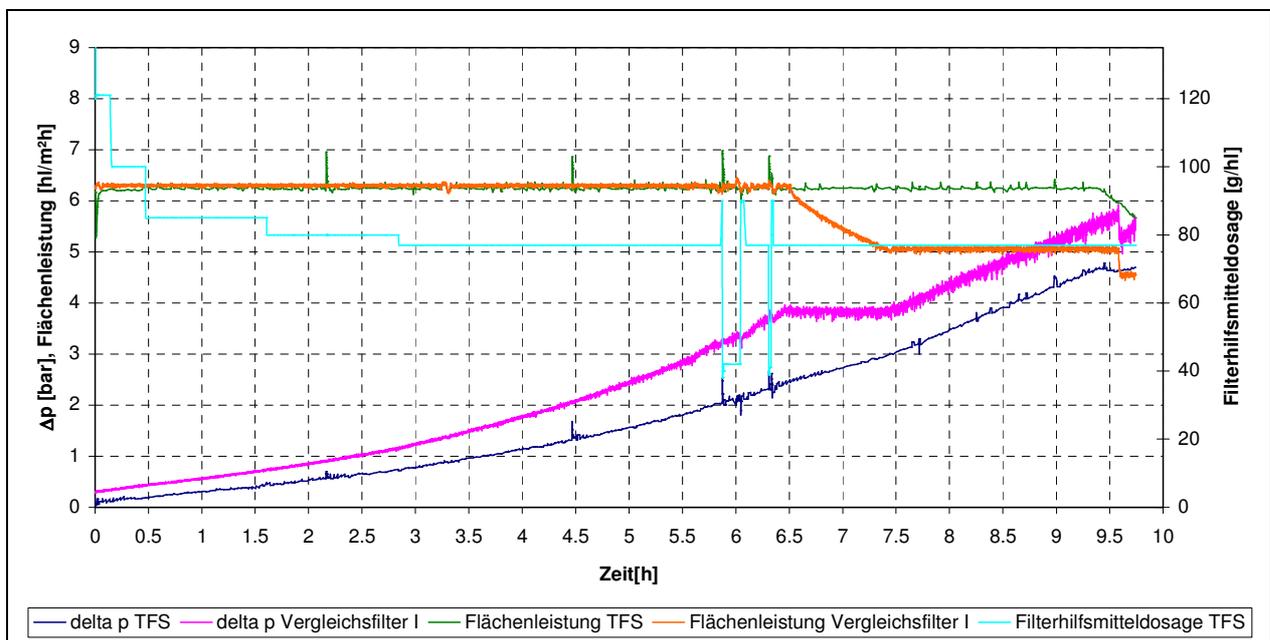


Abbildung A.36: Verlauf der Druckdifferenz, Flächenleistung und Filterhilfsmitteldosage am TFS- und Vergleichsfilter bei der Filtration am 21.02.02.

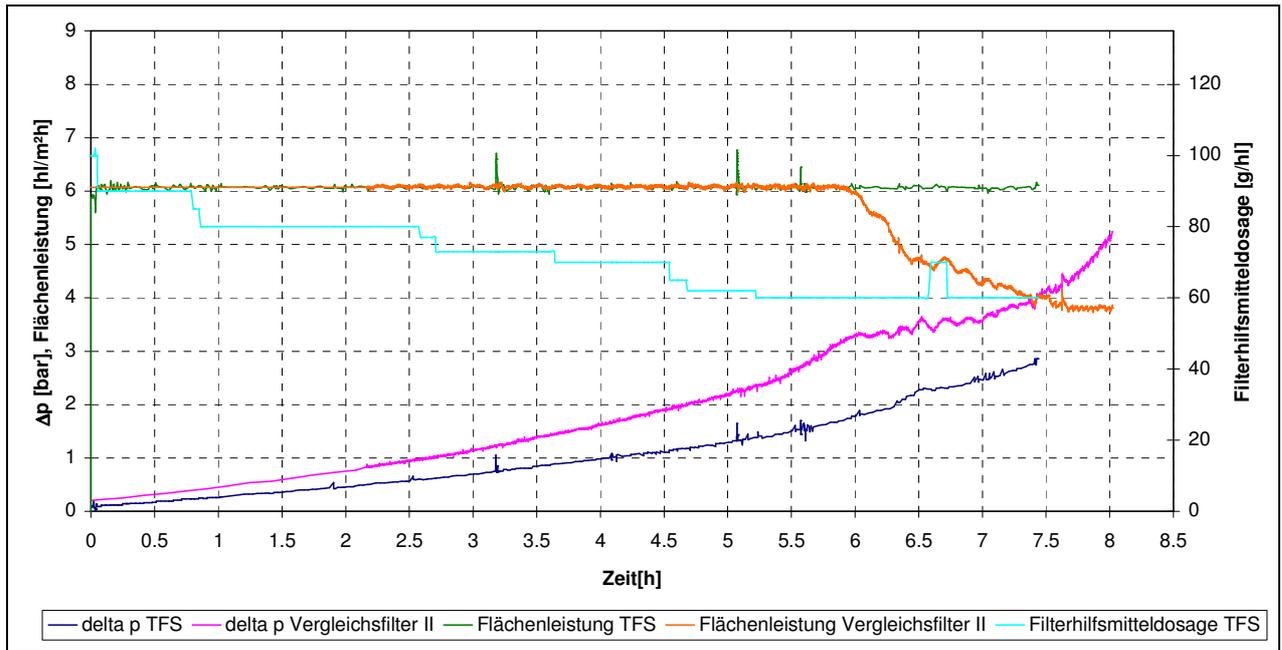


Abbildung A.37: Verlauf der Druckdifferenz, Flächenleistung und Filterhilfsmitteldosage am TFS- und Vergleichsfilter bei der Filtration am 09.04.02.

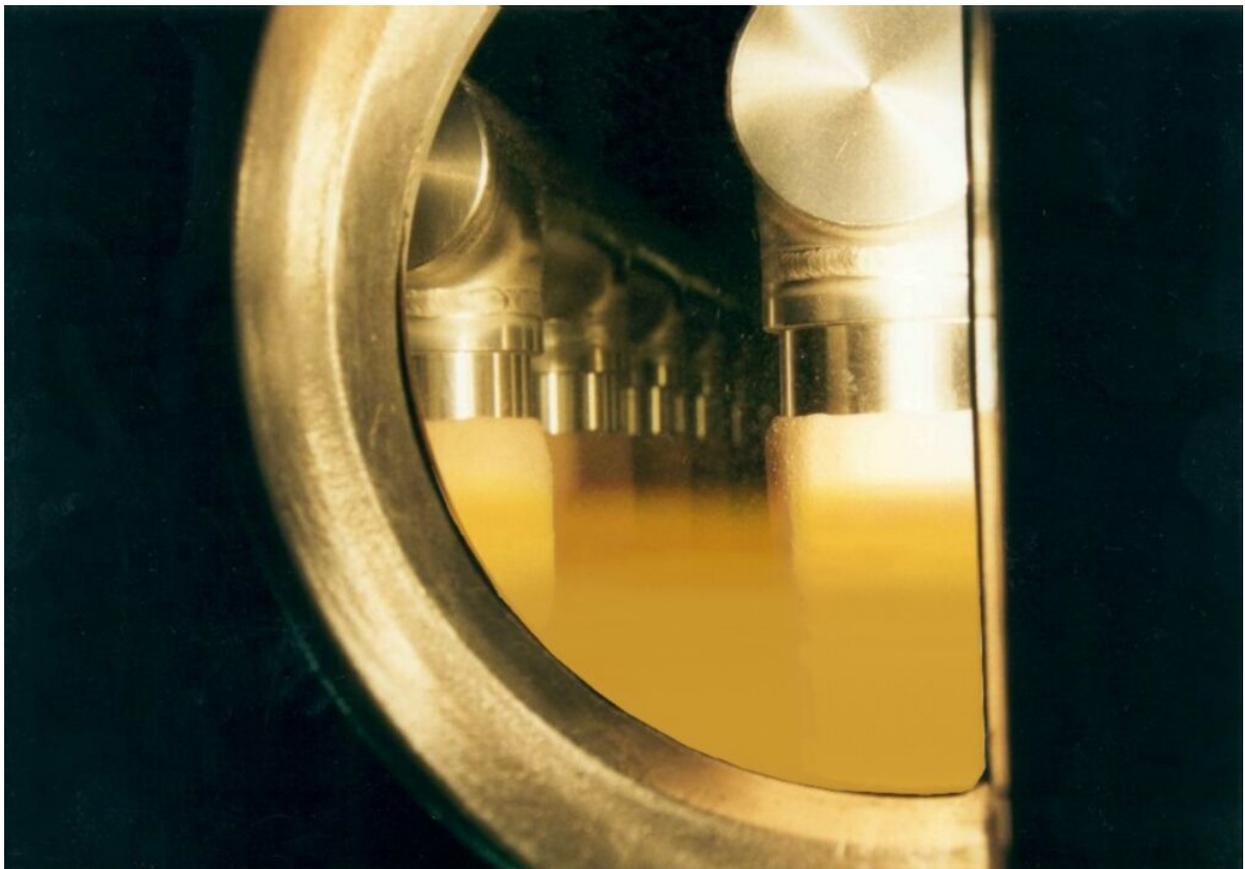


Abbildung A.38: Phasengrenze bei Vorlaufabtrennung über den Bypass

Die Berechnung der durchschnittlichen Stammwürze wurde durch polynomische Kurvenapproximation in Excel (Polynom dritter Ordnung) und Integration durchgeführt. Die durchschnittliche Stammwürze \bar{S} zwischen 2 und 10 % ergibt sich aus der Nachlaufmenge bei 10 % $V_{10\%}$ und der Nachlaufmenge bei 2 % Stammwürze $V_{2\%}$ sowie der approximierten Kurve $S(V)$. $S(V)$ wurde durch die polynomische Kurvenapproximation berechnet und beschreibt die Stammwürze in Abhängigkeit der Nachlaufmenge V .

$$\bar{S} = \frac{1}{V_{10\%} - V_{2\%}} \int_{V_{2\%}}^{V_{10\%}} S(V) dV$$

Abbildung 39: Berechnung der durchschnittlichen Stammwürze

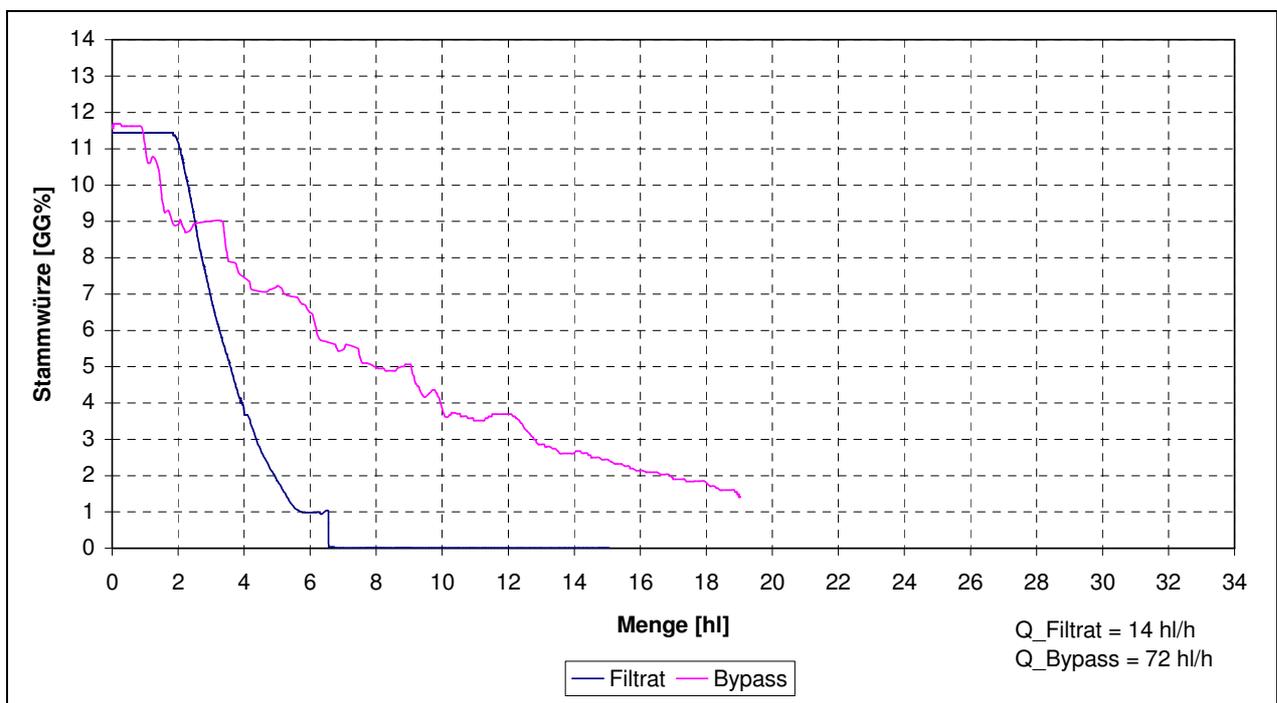


Abbildung A.40: Nachlaufkennlinie bei Verdrängen über den Bypass

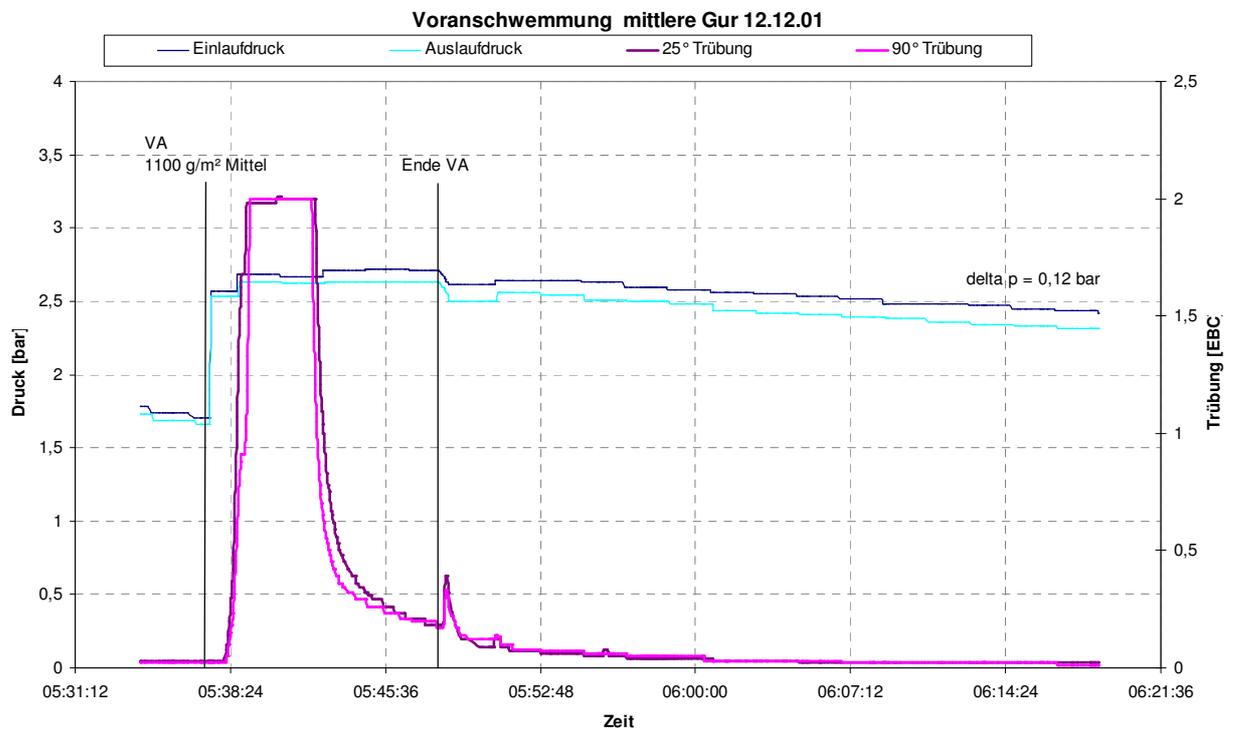


Abbildung A.41: Trübungs- und Druckverlauf bei einer Voranschwemmung mit nur einer Gabe mittlerer Gur

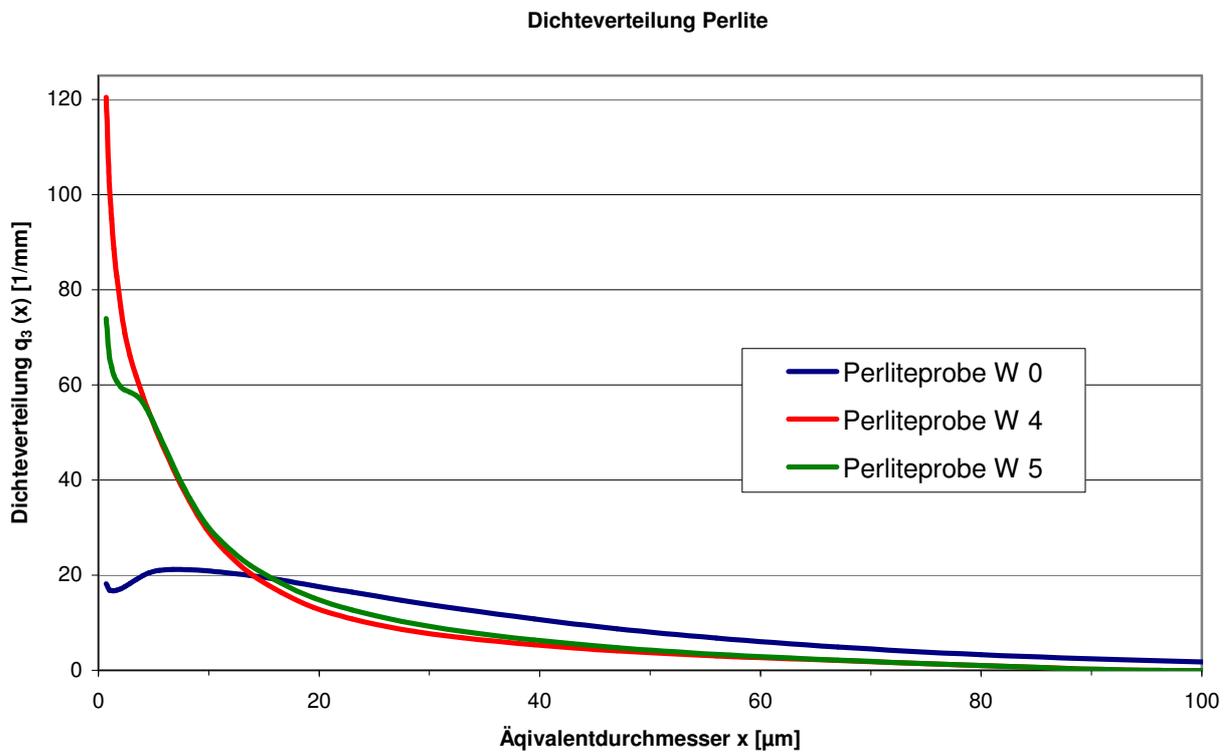


Abbildung A.42: Partikelgrößenverteilung von Perlitern verschiedener Permeabilitäten

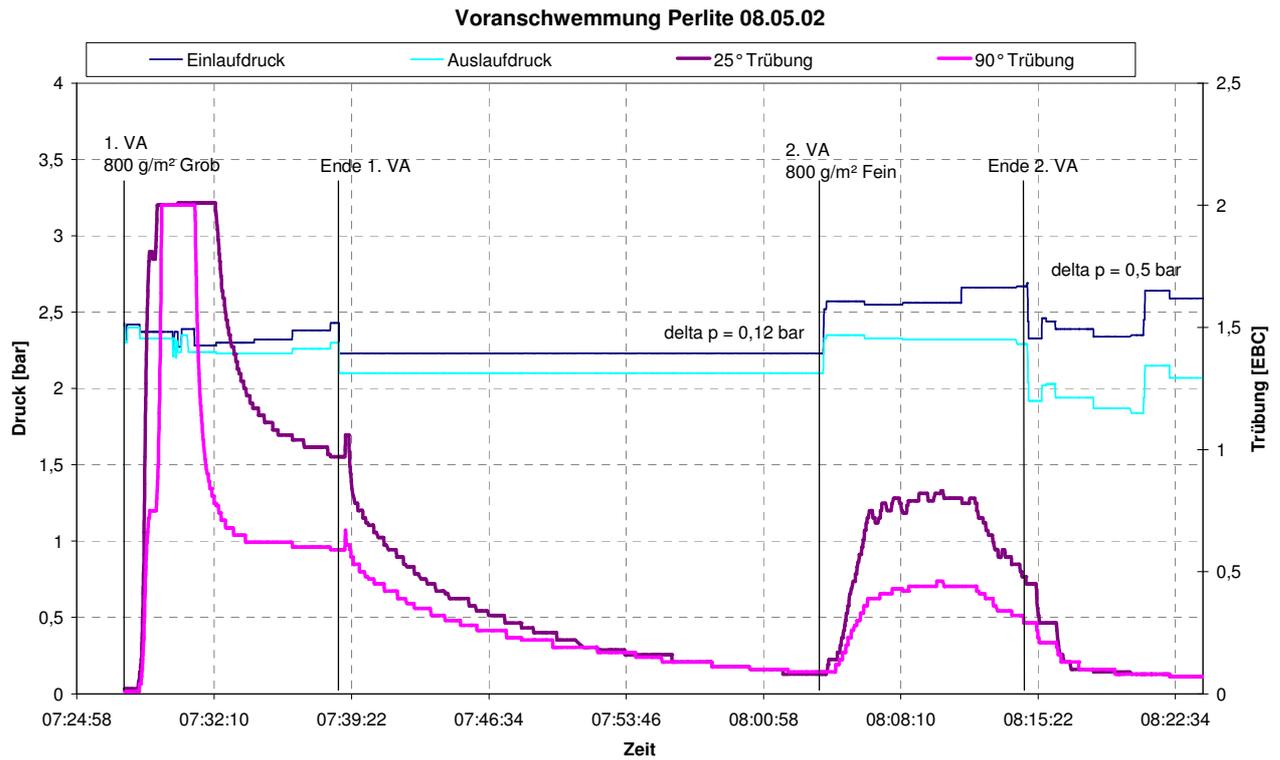


Abbildung A.43: Trübungs- und Druckverlauf bei der Voranschwemmung mit Perlit als Filterhilfsmittel

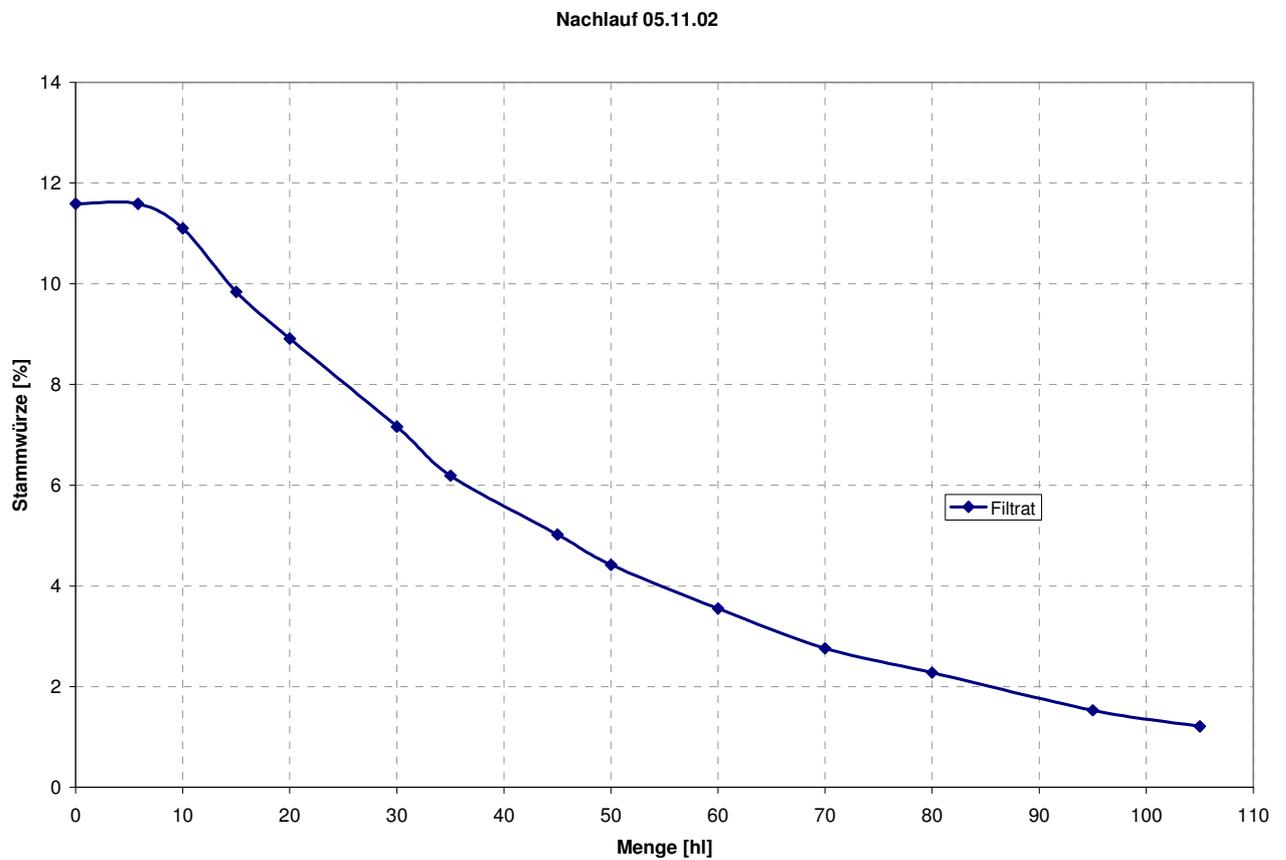


Abbildung A.44: Nachlaufkennlinie TFS-Filter (400 hl/h)

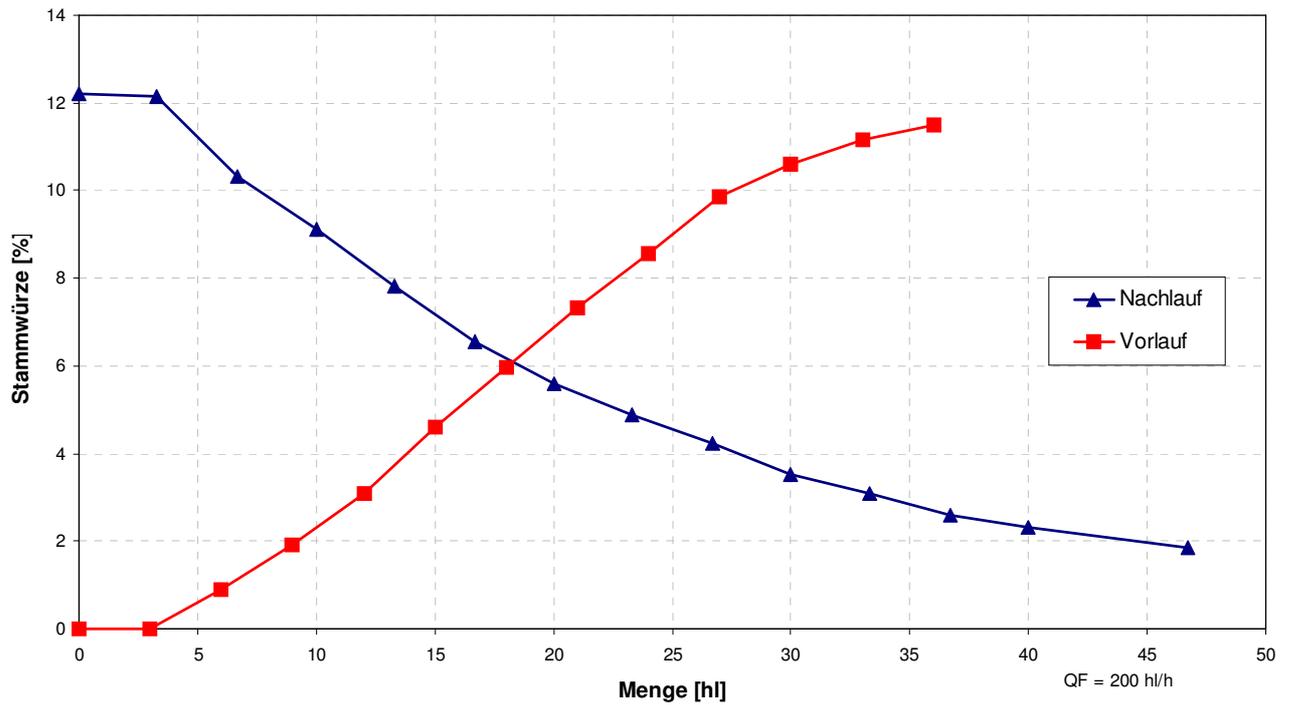


Abbildung A.45: Vor- und Nachlaufkennlinie TFS Filter (200 hl/h)

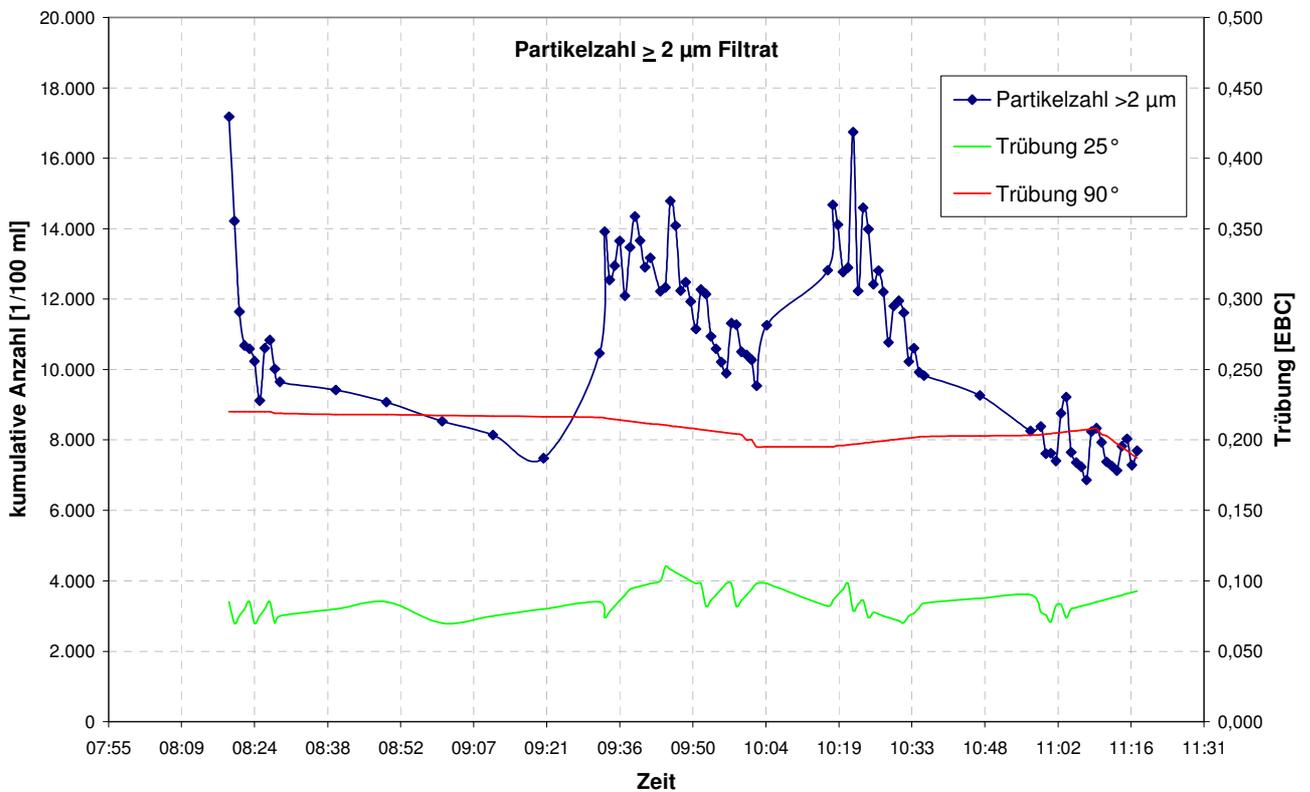


Abbildung A.46: kumulierte Partikelzahl im Filtrat, Anlage C

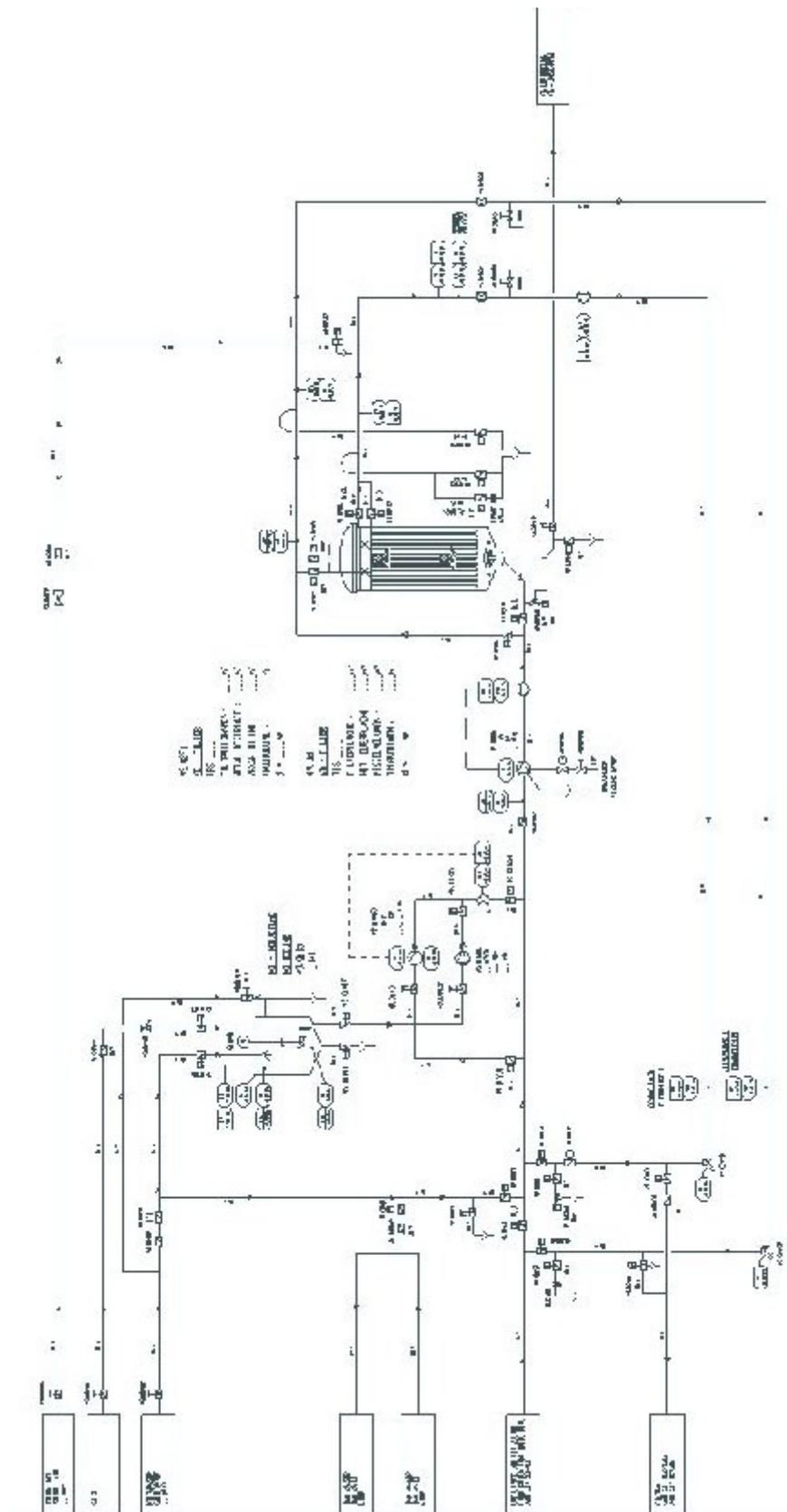


Abbildung A.47: Standardfließschema TFS-Filter

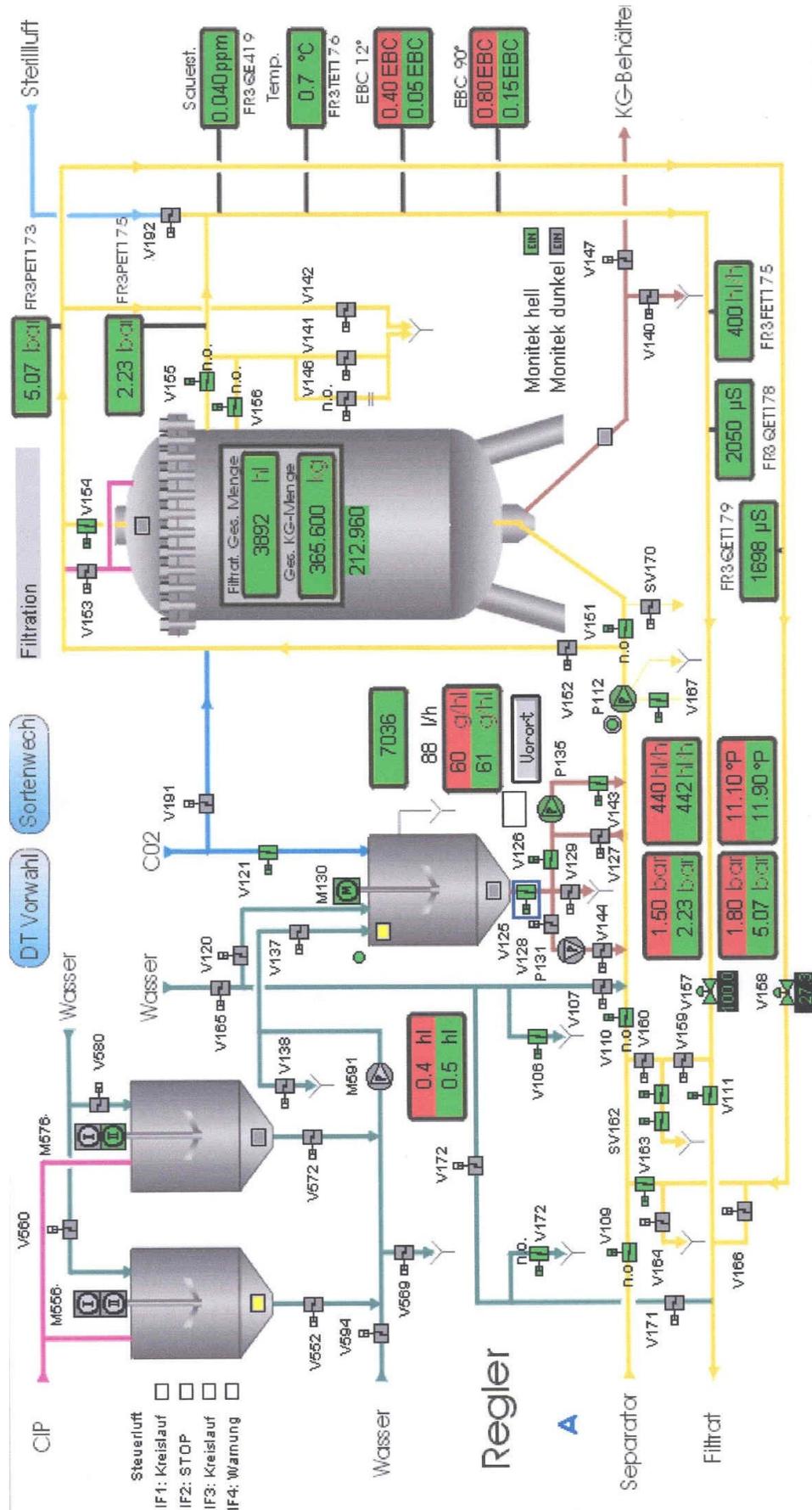


Abbildung A.48: Fließschema TFS-Filteranlage 400 hl/h

Tabelle A.T4: Mikrobiologische Ergebnisse Anlage C 400 hl/h

Uhrzeit	Sorte	Kieselgurfilter Einlauf		Kieselgurfilter Auslauf						
		50 ml Haltbarkeitsprobe mit NBB-Konz.	Sammelprobe als Haltbarkeitsprobe mit NBB-Konz.	50 ml Haltbarkeitsprobe	Membranfiltriert auf Würzeagar Keime/500ml	Würzeagar Keime bezogen auf 100ml	Membranfiltriert auf S7-S-Agar Keime/500 ml	Membranfiltr. Auf Würze-Gelatine Keime/X ml	Sammelprobe Würzegeatine Keime bezogen auf 100 ml	Membranfiltr. Bierschädl. in S-Bier
			7.00-7.30					7.00-7.30	7.00-7.30	7.00-7.30
7.07	Pils LT 13	Laktobazil.	Laktobazil.	o.B.	∞ KH	∞ KH	0	0 Keime/200ml	0 Keime/100ml	OB/100 ml
			7.25-9.45					7.45-9.45	7.45-9.45	7.25-9.45
7.45	Prem. LT 17	o.B.		o.B.	0	0	0			
8.15	LT 17	o.B.		o.B.	0	0	./.	0 Keime/700ml	0 Keime/100ml	OB/350 ml
8.45	LT 17	o.B.	Laktobazil.	o.B.	0	0	./.			
9.15	LT 17	o.B.		o.B.	0	0	0			
		o.B.	9.45-13.15	o.B.				9.45-12.15	9.45-12.15	9.45-12.15
9.45	LT 17+LT 2	o.B.		o.B.	0	0	./.			
10.15	LT 17+LT 2	o.B.		o.B.	0	0	./.	0 Keime/700ml	0 Keime/100ml	OB/350 ml
10.45	LT 17+LT 2	o.B.	o.B.	o.B.	0	0	./.			
11.15	LT 17+LT 2	o.B.		o.B.	0	0	0			
11.45	LT 17+LT 2	o.B.		o.B.	0	0	./.			
		o.B.		o.B.				12.45-14.45	12.45-14.45	12.45-14.45
12.15	LT 2	o.B.		o.B.	0	0	./.			
12.45	LT 2	o.B.		o.B.	∞ KH	∞ KH	./.	750 Hefen/700ml	107 Hefen/100 ml	OB/350 ml
13.15	LT 2	o.B.		o.B.	17 KH	3 KH	0			
		o.B.	13.45-16.15	o.B.						
13.45	LT 2	o.B.		o.B.	2 KH	< 1 KH	./.			
14.15	LT 2	o.B.	o.B.	o.B.	1 KH	< 1 KH	./.			
		o.B.		o.B.				14.45-16.15	14.45-16.15	14.45-16.15
14.45	LT 2	o.B.		o.B.	0	0	./.			
15.15	LT 2	o.B.		o.B.	0	0	0	5 Hefen/700 ml	<1 Hefe/100ml	OB/350 ml
15.45	LT 2	o.B.		o.B.	0	0	./.			
		o.B.	16.15-18.45	o.B.				16.15-18.00	16.15-18.00	16.15-18.00
16.15	LT 2	o.B.		o.B.	1 KH	< 1 KH	./.			
16.45	LT 2	o.B.		o.B.	0	0	./.	0 Keime/700ml	0 Keime/100ml	OB/350 ml
17.15	LT 2	o.B.		o.B.	0	0	0			
17.45	LT 2	o.B.		o.B.	1 KH	<1 KH	./.			
		o.B.		o.B.				18.00-18.45	18.00-18.45	18.00-18.45
18.15	LT 2	o.B.		o.B.	0	0	./.			
18.45	LT 2+ LT 10	o.B.		o.B.	0	0	./.	0 Keime/450ml	0 Keime/100ml	OB/250 ml
19.30	Pils LT 13	o.B.		o.B.	0	0	0			

KH = Kulturhefe
 o.B. = ohne Befund
 LT = Lagertank
 Prem. = Premium
 Laktobazil. = Laktobazillen