

Abschlussbericht

Zuwendungsempfänger:
Bergische Universität Wuppertal
Gaußstr. 20
42097 Wuppertal

Förderkennzeichen:
0339942A

Vorhabenbezeichnung: Verbundprojekt: Prozessintegrierter Umweltschutz durch Aufarbeitung von Abwasserströmen und Rückführung in den Prozess (PIWATEX 2)

Teilvorhaben 1: Bergische Universität Wuppertal
mit den Auftragnehmern: Fa. Coats GmbH, Rhauferfeh, und
Fa. Hecking Deotexis GmbH, Neuenkirchen

Laufzeit des Vorhabens: 01.06.2005 bis 30.04.2007

an den Projektträger Jülich (PTJ), Forschungszentrum Jülich GmbH

vorgelegt von der

Bergischen Universität Wuppertal (BUW)

Bearbeitet am Fachgebiet Sicherheitstechnik/Umweltchemie durch
Prof. Dr. J. M. Marzinkowski (Projektleiter),
Dipl.-Ing. Jutta Hildenbrand, Dipl.-Ing. Ahmed Rabhi

Wuppertal

Oktober 2007

I. Kurzdarstellung	3
1. Aufgabenstellung	3
2. Voraussetzungen zur Durchführung des Vorhabens.....	5
3. Planung und Ablauf des Vorhabens	5
4. Wissenschaftlicher und technischer Stand.....	6
5. Zusammenarbeit mit anderen Stellen	6
II. Ausführliche Darstellung.....	7
1. Darstellung der Verwendung der Zuwendung und der Ergebnisse	7
1.1. Ultra-Filtration bei der diskontinuierlichen Färbung von Polyester	7
1.1.1 Einsatz der Ultra-Filtration zur Reinigung des Restfärbebad.....	7
1.1.2 Einsatz der Ultrafiltration zur kontinuierlichen Spülung	15
1.1.3 Bilanzierung zur Prozessumstellung und zum Einsatz der Ultrafiltration bei der Anwendung von Dispersionsfarbstoffen.....	24
1.2 Heiß-Nanofiltration bei der Reaktiv-Nachwäsche im Kontinuumverfahren .	36
1.2.1 Einsatz der Vakuumsaugtechnik	36
1.2.2 Weitere Untersuchungen zur Prozessoptimierung und Vorbereitung zum Einsatz der Heiß-Nanofiltration.....	39
1.2.3 Versuche mit der Heiß-Nanofiltrationsanlage	44
2. Nutzen des Projektes.....	56
3. Ergebnisse Dritter auf dem Forschungsgebiet	57
4. Erfolgte und geplante Veröffentlichungen.....	57

1. Kurzdarstellung

1.1. Aufgabenstellung

Zum Abschluss des PIWATEX-Projektes wurde Ende 2004 für den prozessnahen Einsatz der Ultrafiltration und der Heiß-Nanofiltration ein dringender Bedarf weiterer Entwicklungsarbeiten festgestellt, damit eine erfolgreiche Einführung der Membranverfahren in die Färbereipraxis möglich wird und wirtschaftliche Bedingungen geschaffen werden.

Bei der Ultrafiltration von Färbebädern der Polyesterfärberei, die am Ende des Färbeprozesses nur noch geringe Farbstoffanteile enthalten (weniger als 5% der ursprünglich eingesetzten Menge), erwiesen sich Keramikmembranen als nicht geeignet, da sie trotz einer geringen Porosität von weniger als 2 nm rote Dispersionsfarbstoffteilchen durchließen. Das Permeat enthält eine geringe Konzentration von weniger als 10 mg/L an roten Farbstoffteilchen, die wegen ihrer Molekülgröße und Polarität durch das Kapillarsystem der Keramikmembranen diffundieren können. Diese beeinträchtigen jedoch bei einer Wiederverwendung den Farbton der folgenden Polyesterpartie.

Eine alternative Vorgehensweise ist der Einsatz von Kunststoffmembranen (Polyethersulfon, Polysulfon), die im Labormaßstab einen besseren Rückhalt bezüglich der roten Farbstoffteilchen zeigten. Nachteilig ist die Temperaturempfindlichkeit der Kunststoffmembran, die eine Temperatur von max. 50°C zulässt. Da das Färbepad nicht unmittelbar in den Prozess zurückgeführt wird und daher nicht zeitnah filtriert werden muss, lässt sich dieser Nachteil durch Abkühlen des Färbepades mittels Wärmetauscher umgehen. Wenn es gelingt, das Färbepad so zu filtrieren, dass Farbstoffe zu 100% mit dem Konzentrat zurückgehalten werden, so erscheint durch den Wiedereinsatz der mit dem Filtrat zurück gewonnenen Dispergiermittel ein wirtschaftlicher Einsatz der Ultrafiltration erreichbar. Bis zu 70% der Dispergiermittel konnten in bisher erfolgreich durchgeführten Praxisversuchen bei der Färbung von Polyestertextilien in der unempfindlichen Farbe schwarz und mit tolerierbaren Farbunterschieden eingespart werden.

Ein weiterer Ansatz besteht darin, bei der Polyesterfärbung das kontinuierliche Spülen mittels Ultrafiltration zu untersuchen und als Verfahren zu entwickeln. Hierfür sollen die Ansätze „Cross-Flow“ und „Dead-End“ gegeneinander untersucht werden. Dabei soll wegen der hohen Temperatur des Farbbades und weil eine 100%ige Entfärbung nicht erforderlich ist, wieder die Keramikmembran zum Einsatz kommen. Das Frischwasser-, Energie- und Zeiteinsparpotenzial soll ermittelt werden und eine Übertragung der Ergebnisse auf andere Färb- und Spülprozesse untersucht werden.

Bei der Heiß-Nanofiltration (HNF) hat sich im Rahmen des PIWATEX-Projektes die Eignung der aus den Vorversuchen ausgewählten Kunststoffmembranwickelmodule im Praxisversuch nicht bestätigen lassen. Die Modulbeständigkeit und die Modulgeometrie (und auch Modulanordnung im HNF-Konzept) waren hierfür verantwortlich. Auch die Vorfiltration mit selbstreinigenden, jedoch „stehenden“ (Dead-End) Systemen erwies sich als Schwachpunkt. Der Einsatz eines robusten Mikrofiltrationsverfahrens, das wegen der im Farbabwasser „gelösten“ mikropartikulären Cellulose (Faserfragmente) notwendig erscheint, muss jedoch unter Beachtung der Wirtschaftlichkeit des Verfahrens sensibel eingepasst werden. Damit ist ein weitgehender Umbau des bisher verfolgten Konzeptes zur Heiß-Nanofiltration erforderlich.

Unter dem Aspekt, dass es mit der Heiß-Nanofiltration möglich ist, farbiges Abwasser aufzukonzentrieren und damit auch wasserlösliche, schwermetallhaltige Farbstoffe weitgehend aus dem Abwasser zurückzuhalten, werden ökologische Vorteile gegenüber den bisher am Gesamtabwasserstrom eingesetzten Verfahren der Fällung/Flockung und auch der oxidativen Entfärbung erwartet. Die Schadstofffracht kann mit dem Konzentrat einer gezielten Behandlung zugeführt werden. Durch die starke Reduzierung des Volumens ist eine Anpassung von nachgeschalteten Behandlungsschritten möglich.

Dem Vorschlag, wegen der geringeren Temperaturempfindlichkeit Nanofiltrationsmembranen aus keramischen Werkstoffen einzusetzen, steht entgegen, dass diese den hohen Anforderungen eines prozessnahen Einsatzes (mindestens 99%ige Entfärbung) nicht gewachsen sind, da sie auf porösen Strukturen basieren und eine maximale Rückhaltung von nur 95% bewirken [Abschlussbericht Vorhaben „Keramische Nanofiltrationsmembranen für PIUS“, FKZ 01RV9636-01RV9641; Bechtold, T., Turcanu, A.: Melliand Textilberichte 84 (2003) 647-649]. Kunststoffmembranen sind bisher vor allem als Wickelmodule für die Nanofiltration verfügbar und wurden als solche bisher auch eingesetzt. Von anderen Herstellern sind zur Diafiltration von Farbstofflösungen nunmehr auch Nanofiltrations-Rohrmembranen im Einsatz, die im großtechnischen Dauereinsatz ihre Standfestigkeit erwiesen haben. Auch diese Modulkonstruktion wird im Anschlussvorhaben überprüft. Der wirtschaftliche Nachteil der mit Rohrmembranen gegenüber Wickelmodulen einhergehenden geringeren Packungsdichte wird beim Einsatz dieses Systems durch den Verzicht auf eine vorgeschaltete Abtrennung feinstdisperser Partikel, beispielsweise durch eine Mikrofiltration, kompensiert.

Die Anwendung des Permeats im kontinuierlich geführten Waschprozess setzt voraus, dass eine geeignete Stelle zur Rückführung und eine geeignete Waschtechnik gefunden werden, die eine erhebliche Verbesserung der Waschwirkung und damit den wirtschaftlich entscheidenden Vorteil des Einsparens des zweiten Waschganges bei dunklen Färbungen mit sich bringen. Diese Verbesserung des Wascheffektes wurde im Vorläuferprojekt erprobt und war erst feststellbar, als ein zusätzlicher Tauchgang in den bestehenden Waschprozess eingefügt wurde. Die so erzielte Verbesserung des Waschwirkungsgrades von ca. 10% reichte aber nicht aus, um den angestrebten Verzicht auf einen zweiten Durchgang bei dunklen Tönen zuverlässig sicherzustellen. Das Baumwollgewebe muss zur wesentlichen Verbesserung des Waschwirkungsgrades sofort im Anschluss an das Eintauchen in heißes Permeat oder Waschwasser entwässert werden, um ein Verschleppen von Farbstofflösung in das nächstfolgende Abteil zu verhindern („Carry over“). Für die Untersuchung dieses Effektes sollte eine Saugtechnik (Vakuumtechnik) erprobt werden, die im Gegensatz zum bisher vorhandenen Foulard eine extrahierende Entwässerung in kürzester Zeit und mit einer um ca. 10 bis 20% verringerten Restfeuchte ermöglicht. Für eine praxisnahe Untersuchung ist der Einsatz einer Pilottechnik erforderlich, die auch die Bemessung für eine nachträglich an einer konventionellen Waschmaschine einzubauende Entwässerungsanlage ermöglicht. Es ist in diesem Zusammenhang auch der Frage nachzugehen, wie hoch die Qualität des Waschwassers sein muss, das unmittelbar vor dem Saugbalken zum kurzzeitigen Waschen des Textils eingesetzt wird, damit ein möglichst hoher Waschwirkungsgrad erzielt wird, und welche Rückschlüsse auf die Qualität des Permeats zu ziehen sind.

Die Untersuchungen zum Einsatz beider Membranverfahren können nur im Praxisbetrieb durchgeführt werden. Durch geeignete Analysen und durch angepasste Laborsimulationen sollen die Ergebnisse der Praxisversuche geprüft und gestützt werden.

2. Voraussetzungen zur Durchführung des Vorhabens

Das Vorhaben wurde als Verbundprojekt angelegt, in dem zwei Textilveredlungsbetriebe, zwei Anlagenbauer und das Fachgebiet Sicherheitstechnik/Umweltchemie der Bergischen Universität Wuppertal eng zusammenarbeiteten. Die Auswahl der Betriebe erfolgte anhand der jeweils vorhandenen, stark unterschiedlichen Produktionsprozesse.

Die Polyesterbandfärbung bei der Fa. Coats in Rhaderfehn wurde ausgewählt, um den Einsatz der Ultrafiltration für die Behandlung des Spülbades zu erproben. Dabei kamen zunächst Laborversuche mit einer Minianlage beim Anlagenbauer A3 in Gelsenkirchen und bei der Bergischen Universität Wuppertal zum Einsatz. Parallel dazu wurden am Produktionsprozess Untersuchungen zu verschiedenen Umstellungen vorgenommen, um eine optimale Anpassung der Anlage vorzubereiten.

Die Kontinue-Nachwäsche von reaktiv gefärbter Baumwolle (Jeansware) bei der Fa. Hecking in Neuenkirchen wurde als Einsatzort für die Heiß-Nanofiltration ausgewählt. Die Laborversuche wurden in diesem Fall im Technikum des Anlagenbauers Enviro-Chemie in Roßdorf durchgeführt. Am Waschprozess erfolgten umfangreiche Arbeiten zur Umstellung auf eine Vakuum-Saugtechnik zur Verbesserung von Entwässerung und Stoffaustausch. Für die Auswahl der geeigneten Stelle für die Entnahme des Zulaufs zur Heiß-Nanofiltration wurde weiterhin die Konzentration des potenziell membran-schädlichen Silikats in den verschiedenen Abteilen der Waschmaschine bestimmt.

Die Umbaumaßnahmen bei den Beispielbetrieben erfolgten jeweils durch das Personal vor Ort. Die Versuche und Messungen wurden von Mitarbeitern der Bergischen Universität Wuppertal in Zusammenarbeit mit den Anlagenbauern durchgeführt. Durch mehrere Projekttreffen in den Beispielbetrieben erfolgte ein kontinuierlicher Informationsaustausch mit den Anlagenbauern, um eine Anpassung der Pilotanlagen an die sich verändernden Produktionsprozesse sicherzustellen.

3. Planung und Ablauf des Vorhabens

Die Arbeiten wurden für die Erprobung der beiden Anlagentypen weitgehend unabhängig voneinander durchgeführt, da eine Übertragbarkeit der Ergebnisse aufgrund der stark unterschiedlichen Voraussetzungen nicht zu erwarten war. Die unterschiedlichen Arbeits- und Zeitpläne wurden aufeinander abgestimmt, um die Verfügbarkeit der Laborausstattung sicherzustellen.

Für den Einsatz der Ultrafiltration wurden zunächst Restbäder von Färbungen und Spülbäder entnommen und im Laborversuch sowie später in Kleinanlagen mit verschiedenen Membranen filtriert, um den Grad des Rückhalts festzustellen. Ziel der Versuche war es auf der einen Seite festzustellen, welcher Membrantyp für eine Filtration des Restfärbepades zur Rückführung und Wiederverwendung in einem folgenden Färbeprozess unter Ausnutzung des noch vorhandenen Dispersionsmittels geeignet war. Außerdem dienten diese Versuche als Voruntersuchungen für die Umstellung des Spülprozesses auf ein „online“-Spülen. Die Versuche wurden zunächst im Labor in Wuppertal durchgeführt. Da sich die Beschaffenheit der Prozesslösung verändert und insbesondere die feinstdispers verteilten Farbstoffteilchen agglomerieren und damit einfacher abzutrennen sind, war eine weitere Erprobung im Betrieb mit Kleinanlagen unumgänglich.

Im Verlauf der Untersuchung wurden durch die Färbereileitung auch mehrere Veränderungen am Prozess vorgenommen, die Auswirkungen auf die prozessnah eingesetzte Ultrafiltration hatten. Bei dunklen Farbtönen wurde die reduktive Nachreinigung ohne Ablassen des Färbebades eingeführt und die Spülschritte wurden auf die minimal notwendige Anzahl von einem Bad reduziert.

Aufgrund der Zwischenergebnisse wurde die Membranauswahl getroffen. Die beiden möglichen weiteren Untersuchungsrichtungen, Einsatz der Ultrafiltration zur Reinigung der Restfärbebäder mit dem Ziel des Wiedereinsatzes und Einsatz der Ultrafiltration zur Umstellung der Spültechnik, stellen verschiedene Anforderungen an den Rückhalt. Aufgrund der Zwischenergebnisse aus den Versuchen vor Ort wurde die Pilotanlage so ausgewählt, dass die Voraussetzungen für das online-Spülen untersucht werden konnten.

Für den Einsatz der Heiß-Nanofiltration wurde beim Textilveredlungsbetrieb zunächst die Saugtechnik zur Erhöhung der Wascheffizienz erprobt. Die Versuche wurden durch ausführliche Prozessaufzeichnungen begleitet. Die bei den Messungen der Farbigkeit in den einzelnen Abteilen festgestellten Verbesserungen führten dazu, dass bereits im Verlauf des Projektes eine dauerhafte Umstellung auf die neue Entwässerungstechnik erfolgte. Diese wurde auch durch eine Anpassung der Zulaufraten und Säurezugabe begleitet. Für den Einsatz der Heiß-Nanofiltration wurden die Silikatkonzentrationen in den Abteilen untersucht, um eine Gefährdung der Membran durch Scaling-Effekte zu vermeiden. Für die Entnahme des Feeds wurde das dritte Abteil ausgewählt. Die Erprobung und Auswahl von verschiedenen Membranmaterialien und -bauformen erfolgte parallel dazu und in engem Austausch beim Projektpartner EnviroChemie. Nach einer ersten Abschätzung zur Wirtschaftlichkeit erfolgten der Umbau der Pilotanlage aus dem Vorgängerprojekt und der Einsatz einer keramischen Nanofiltrationsmembran. Die Pilotanlage wurde dann über einen längeren Zeitraum mit wechselnden Partien erprobt, um die Effekte verschiedenartiger Färbungen und Flächengewichte festzustellen und die geeignete Reinigungsstrategie zu ermitteln.

4. Wissenschaftlicher und technischer Stand

Die Festlegung der Vorgehensweise erfolgte im direkten Anschluss an das Projekt PIWATEX und die im Verlauf der Bearbeitung erhaltenen Erkenntnisse.

5. Zusammenarbeit mit anderen Stellen

Neben der Zusammenarbeit mit den Kooperationspartnern und den Auftragnehmern erfolgte ein direkter Austausch mit den Anbietern der keramischen Nanofiltrationsmodule, dem Hermsdorfer Institut für Technische Keramik (HITK). Insbesondere wurde eine Anwendung der Technik zur Abwasserreinigung bei einem Textilveredlungsbetrieb in der Nähe von Chemnitz besichtigt. Nach einem Gesprächstermin in Hermsdorf wurde eine hydrophobierte Keramikmembran in die Erprobung für die Ultrafiltration aufgenommen, weil erwartet wurde, dass damit der im Vorgängerprojekt beobachtete Diffusionseffekt vermieden werden könnte.

II. Ausführliche Darstellung

1. Darstellung der Verwendung der Zuwendung und der Ergebnisse

1.1. Ultra-Filtration bei der diskontinuierlichen Färbung von Polyester

1.1.1 Einsatz der Ultra-Filtration zur Reinigung des Restfärbebad

Für die Fortführung der Versuche wurden Färbebäder und Spülbäder nach dem Abschluss von Praxisfärbungen entnommen und mit unterschiedlichen Membranen zunächst im Laborversuch und später im Praxisversuch filtriert. Die Versuche waren darauf ausgerichtet, die Eignung von unterschiedlichen Membranen für einen vollständigen Rückhalt der Farbstoffe aus dem Restfärbebad zu untersuchen. Im Prozess wurde die Wiederverwendung des gereinigten Restfärbebades für eine erneute Färbung und Nutzung des noch im Permeat enthaltenen Dispergiermittels angestrebt. Daraus leiteten sich entsprechend hohe Anforderungen an den Farbstoffrückhalt ab. Es zeigte sich, dass die im Labor vorhandene Polyethersulfon-Membran mit einer Porosität von 0,01 μm für die meisten der untersuchten Farbstoffe in der Lage ist, den im Restfärbebad noch vorhandenen Dispersionsfarbstoff vollständig zurückzuhalten. Die unter Praxisbedingungen vor Ort untersuchte, mit der Labormembran vergleichbare Polyethersulfon-Membran mit einer Trenngrenze von 10 kD führte zu einem Permeat mit geringer (gelb-roter) Restfärbigkeit, die bei einer durchschnittlichen DFZ = ca. 2 m^{-1} lag. Eine Färbung von Polyesterband unter Verwendung des Filtrats zeigte eine geringe gelb-rote Anfärbung, die dem sehr geringen Anteil von Dispersionsfarbstoffen im Permeat entsprach. Um das Permeat, das das gelöste Dispergiermittel enthalten soll, bei einer nächsten Färbung wieder verwenden zu können, bedarf es jedoch des vollständigen Rückhaltes der Dispersionsfarbstoffe.

Es wurden daraufhin weitere Membranen untersucht und mit der Polymermembran verglichen. Da sich in den Praxisversuchen immer wieder zeigt, dass insbesondere rote Farbstoffe mit einem zu geringen Rückhalt an der Membran verbunden waren, wurden die systematischen Untersuchungen im Labor an einer Auswahl roter Dispersionsfarbstoffe, die in Wasser dispergiert wurden, vorgenommen. Folgende Membranen wurden in die Untersuchung einbezogen:

1. Keramikmembran, Titanoxid, 5-10 nm (UF), 4,2 bar, 50°C, Filtratfluss: 127 L/m²h
2. Keramikmembran, Titanoxid, 2 nm (UF), 4,2 bar, 50°C, Filtratfluss: 173 L/m²h
3. Polymermembran, Polyethersulfon, 30 nm (UF), 1,5 bar, 50°C, Filtratfluss: 110L/m²h
4. Polymermembran, Polyethersulfon, 10 kD (UF), 1 bzw. 2 bar, 50 bzw. 60°C, Filtratfluss: 181 L/m²h
5. Keramikmembran, Titanoxid, 0,9 nm (NF), 4,5 bar, 75°C, Filtratfluss: 13 L/m²h
6. Keramikmembran, hydrophobiert, Zirkonoxid, 1 nm (NF), 4,5 bar, Filtratfluss : 1,9 L/m²h

Auch der Einsatz der Nanofiltrationskeramikmembran 5. (Quelle: HITK 2005, 0,9 nm, TiO₂) führte nicht zu dem erwarteten vollständigen Rückhalt. Ein einzelnes Farbstoffmolekül hat eine molare Masse, die bei 500 g/mol liegt (bestimmte gelbe und

auch rote Dispersionsfarbstoffe). Der Dispersionsfarbstoff ist jedoch nicht in Wasser löslich. Zusammen mit dem Dispergiermittel bildet der Farbstoff Kolloide, deren molare Masse weit über 1.000 g/mol liegen muss. Eine mögliche Erklärung dafür, dass die Farbstoffe trotz der geringen Porosität die Membran passieren, liegt in deren Polarität. Dieser Sachverhalt wurde im HITK am 16.12.2005 besprochen. Es wurde vereinbart, eine seit kurzem zur Verfügung stehende hydrophobierte ZrO₂-NF-Keramikmembran zum Farbstoffrückhalt in die nun folgenden Untersuchungen einzu beziehen. Zu beachten ist, dass mit kleiner werdender Porosität auch das Dispergiermittel zurückgehalten wird, da dessen Molmasse durchschnittlich bei ca. 20.000 bis 40.000 D liegt. Damit kann ein wichtiges Prozessziel, nämlich die Rückführung des Hilfsmittels in den Prozess und Einsparung von Ressourcen, nicht mehr erreicht werden.

Es zeigte sich, dass mit keiner der zusätzlich untersuchten Membranen ein einhundertprozentiger Farbstoffrückhalt zu erbringen war. Partikelgrößenbestimmungen zeigen, dass der im Wasser dispergierte Handelsfarbstoff einen Partikeldurchmesser von > 0,1 µm aufweist, während der im ausgezogenen Färbebad noch vorhandene Restfarbstoff einen Partikeldurchmesser hat, der deutlich unter 0,01 µm liegt. Damit ist die Größe der Partikel, wie sie nach der Färbung als Dispersionsfarbstoffreste im ausgezogenen Färbebad vorliegen, um mehr als den Faktor 10 kleiner als die des dispergierten Handelsfarbstoffs. In der Abbildung 1 sind die Ergebnisse für drei der Membranen stellvertretend dargestellt. Die Farbstoffreste im Filtrat führten bei einem überwiegenden Anteil der Farbstoffe zu deutlich sichtbaren Verfärbungen, die eine direkte Rückführung in den Prozess unmöglich machen.

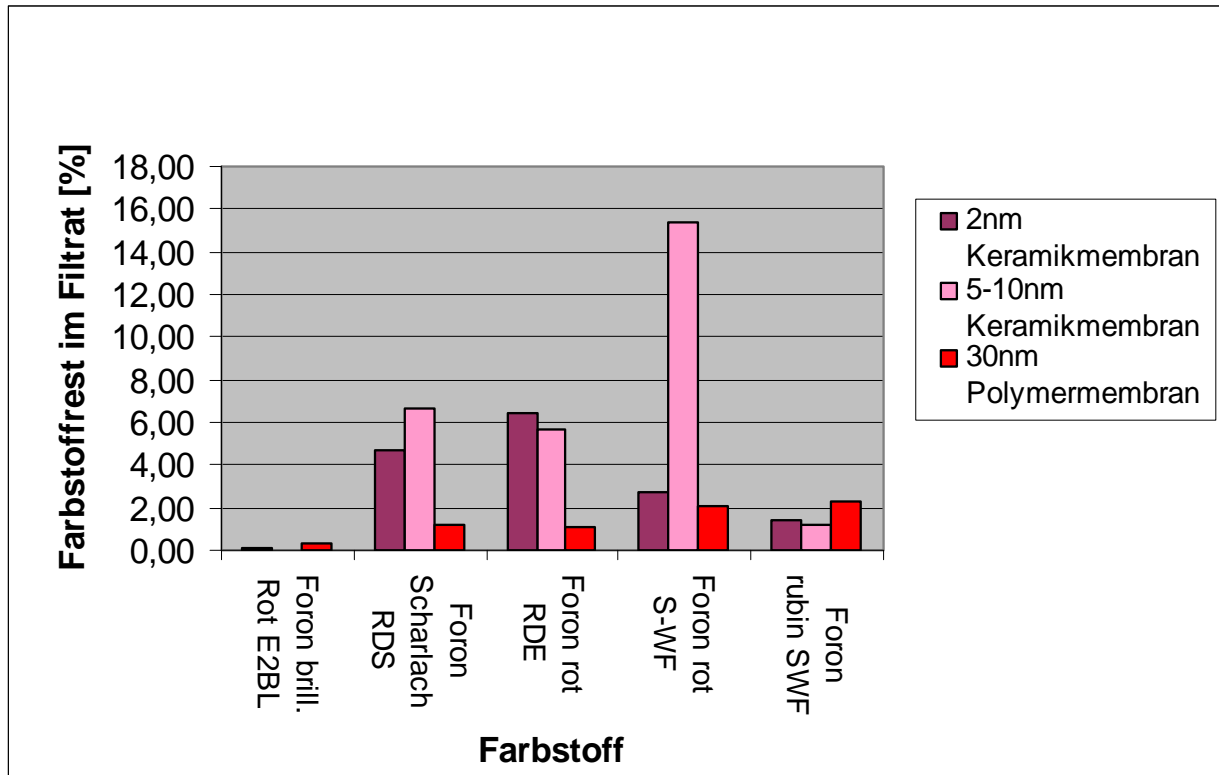


Abbildung 1: Restfarbstoffanteil [%] im Filtrat, ermittelt über die Bestimmung der Farbigekeit im roten Wellenlängenbereich (525 nm) für verschiedene rote Dispersionsfarbstoffe und UF-Membranen (Nr. 1 bis 3)

Die Ergebnisse aus den Praxisversuchen für die Membranen 4. und 6. zeigen (Abbildung 2), dass ein ausreichender Rückhalt der Farbstoffe für den Wiedereinsatz des Filtrates in einer nächsten Färbung sowohl für die Polymermembran mit hohem Rückhalt als auch für die hydrophobierte Nanofiltrationsmembran nicht möglich ist.

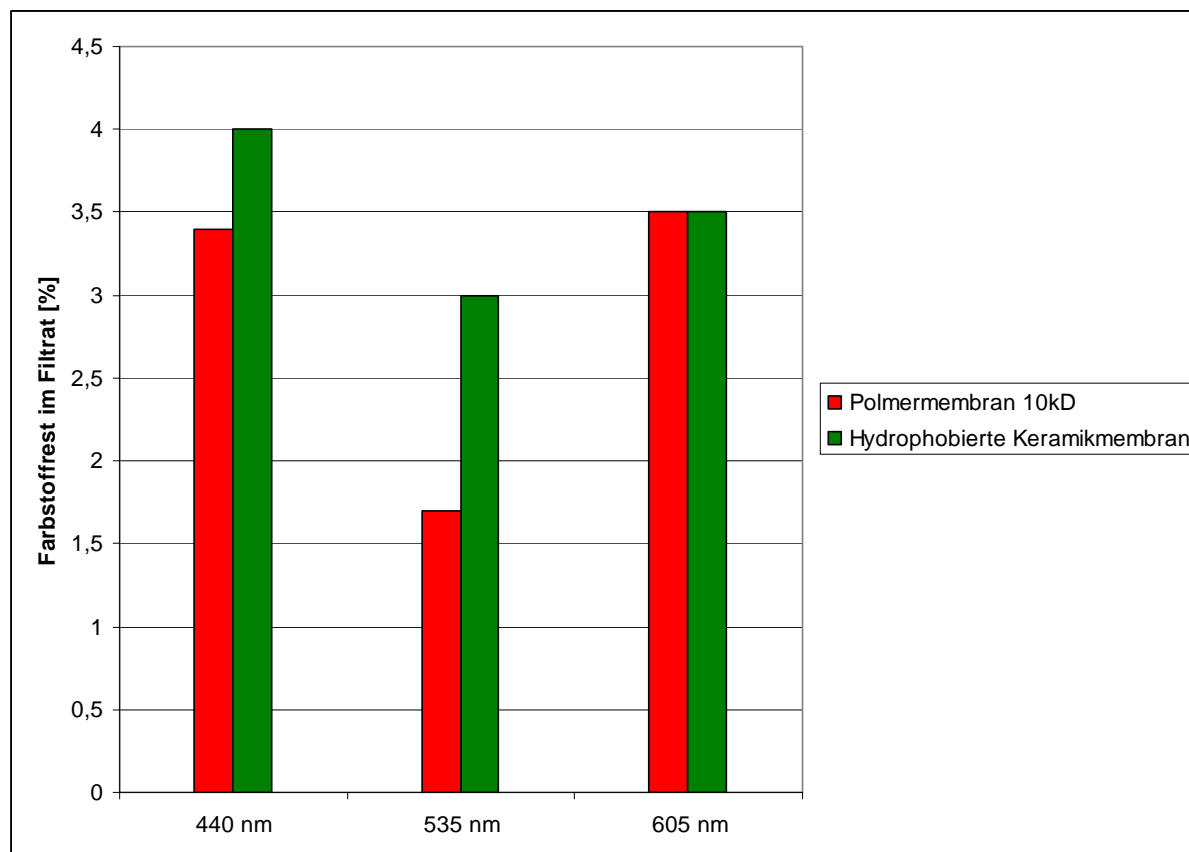


Abbildung 2: Restfarbstoffanteil [%] im Filtrat der Ultrafiltration mit zwei unterschiedlichen Membranen unter Verwendung eines Restfärbepades aus einem Praxisfärberversuch

Da auch der Filtratfluss bei den feinporösen Membranen sehr niedrig ist, muss der ursprünglich geplante Weg der Rückgewinnung des ausgezogenen Färbepades und der damit einhergehenden Wiederverwendung des Wassers und des Dispergiermittels sowie der Wärmeenergie zu diesem Zeitpunkt verworfen werden. Als mögliche Alternative wurde daher im Folgenden erprobt, ob eine Reinigung des heißen Färbepades über eine adsorbierende Filtration besser geeignet ist. Bei einer grundsätzlichen Machbarkeit ist dann zu prüfen, ob dieses Vorgehen wirtschaftlich mit einer Ultrafiltration zu verbinden ist.

Eine vollständige Entfärbung des Filtrates wird durch Aktivkohle erwartet. Erste Versuche im Labormaßstab wurden mit einem intensiven Schüttelverfahren durchgeführt und zeigten eine gute Entfärbung. Die visuelle Beurteilung der in der folgenden Abbildung gezeigten Filtrate und auch eine photometrische Untersuchung ergaben eine sehr geringe Restfarbigkeit. Bei diesen ersten Ansätzen wurde jedoch noch keine Adsorptionsisotherme aufgenommen, daher konnte zunächst kein spezifischer Aktivkohleverbrauch hinsichtlich einer Entfärbung bestimmt werden.

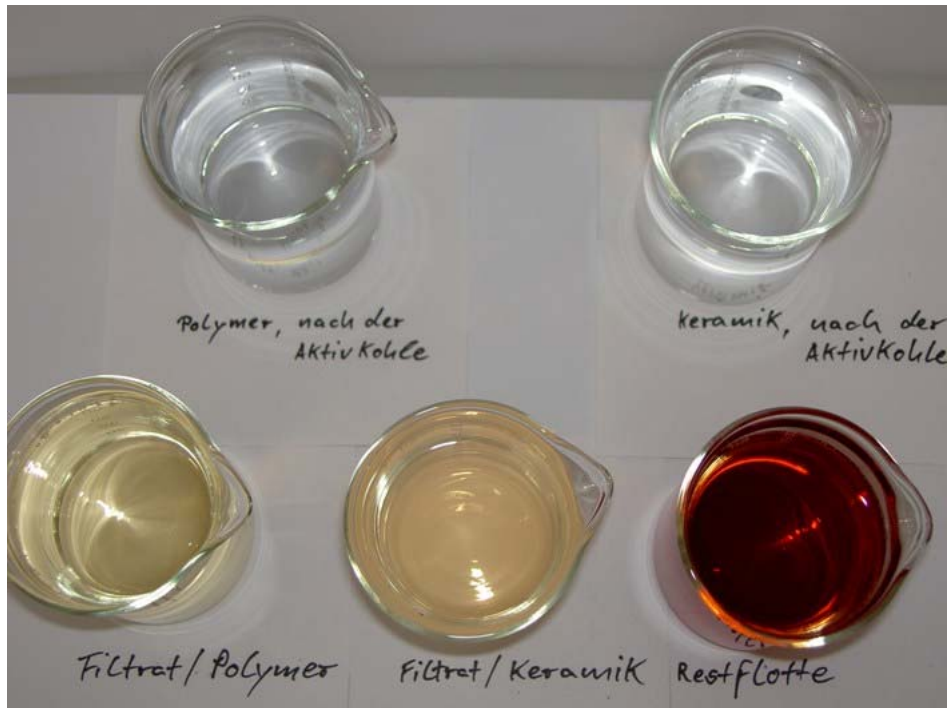


Abbildung 3: Filtrate vor und nach der Aktivkohlebehandlung eines stark farbigen Restfärbekades (Restflotte). Verwendete Membranen: UF-Polymer- und NF-Keramikmembran.

In der folgenden Abbildung sind die dazugehörigen Farbigeitsmesswerte zusammengefasst.

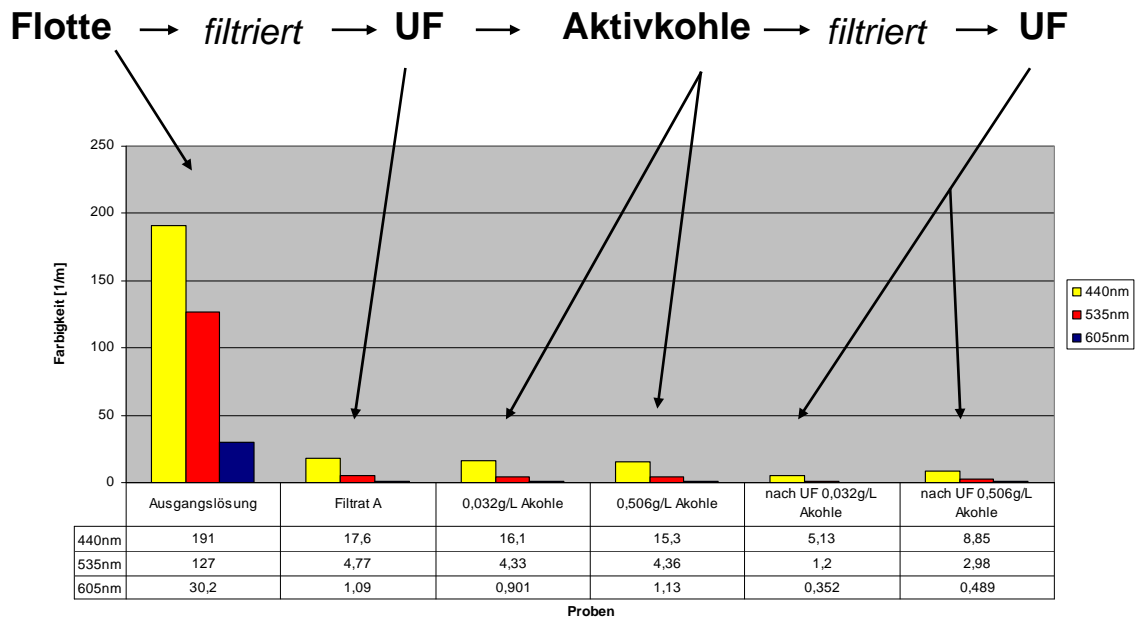


Abbildung 4: Farbigeitsmesswerte vor und nach der Aktivkohlebehandlung eines stark farbigen Restfärbekades (Restflotte). Verwendete Membran: UF-Polymermembran; Einsatz vor und nach der Aktivkohlebehandlung mit unterschiedlichen Einsatzmengen

Die in der folgenden Abbildung dargestellte Abnahme des CSB fällt bei diesen Versuchen sehr viel geringer aus als die der Farbigkeit. Daraus ergab sich die Vermutung, dass die stark polaren Dispergiermittel in nur geringer Weise an der Aktivkohle adsorbiert werden.

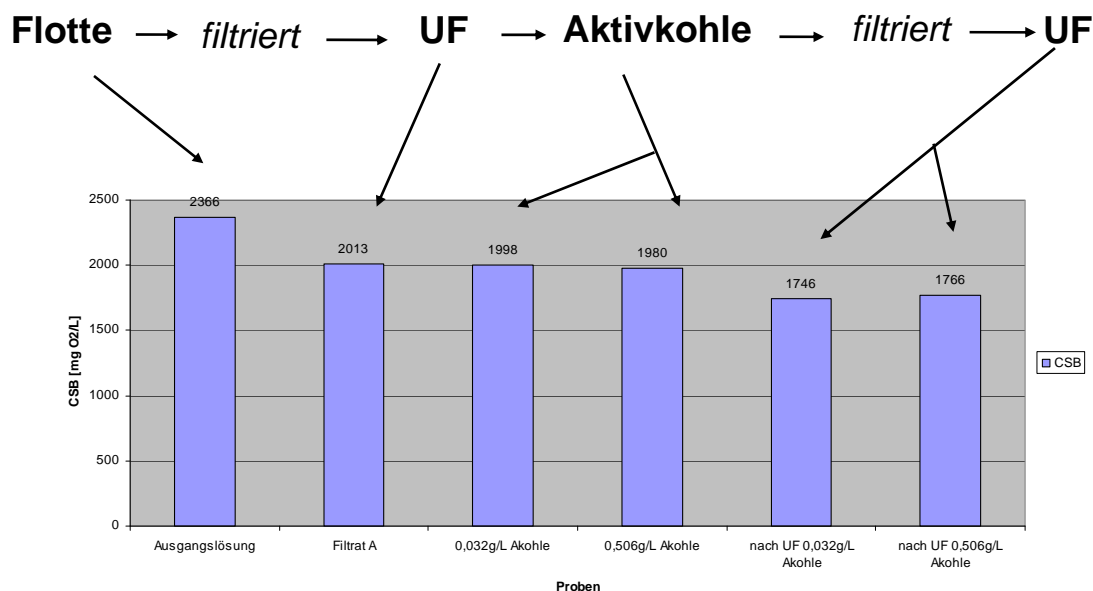


Abbildung 5: CSB-Konzentration als Indikator für den Gehalt an organischen Stoffen im Färbereiabwasser nach unterschiedlichen Behandlungsstufen. Die Aktivkohlebehandlung erfolgte mit zwei verschiedenen Einsatzmengen. Verwendete Membran: UF-Polymermembran (Einsatz vor und nach der Aktivkohlebehandlung).

Nach dieser ersten Untersuchung, die eine grundlegende Machbarkeit zeigt, wurden im Labor systematische Versuche zur quantitativen Bestimmung der notwendigen Aktivkohlemengen begonnen. Die Ergebnisse sollten als Grundlage zur Auslegung des Reaktors dienen und damit auch für die ökonomische Betrachtung verwendet werden. Hierfür wurde das ausgezogene Bad mit einer Polymermembran ultrafiltriert (MWCO=10 kD). Anschließend wurde die Adsorption der im Filtrat fein dispergierten Farbstoffe an Aktivkohle untersucht. Aktivkohlen stellen feinkristalline, porenreiche Kohlenstoffsorten dar, die eine außerordentlich große innere Oberfläche aufweisen. Die verwendete Aktivkohle hatte eine Oberfläche von mehr als 1000 m²/g und soll bis zu 50 % ihrer Masse an organischen Substanzen aufnehmen.

Für die Untersuchungen wurden Praxisfärbungen ausgewählt, die neben den üblichen Färbehilfsmitteln 0,6% Dispersionsfarbstoff (bezogen auf die Polyesterwarenmenge) enthielten. Das Filtrat der Ultrafiltration eines erschöpften Färbeades wies in diesem Fall einen leichten Gelbrotstich auf. Die Ergebnisse des Ultrafiltrationsversuches sind in der nachfolgenden Tabelle 1 zusammengestellt.

Tabelle 1: Messergebnisse zur Filtration des ausgezogenen Färbekolles („Restflotte“) mit der Polymermembran 10kD

Färbung	Probe	Druck [bar]	Durchfluss [L/h]	T 2[°C]	pH	LF [µS/cm]	CSB [mg/L O ₂]	DFZ [1/m]		
								440nm	535nm	605nm
Dunkelrot	Restflotte	1,2	ca. 5	60	5,49	716	1822	37,7	18,7	6,66
	Filtrat			60	5,83	601	482	1,64	0,561	0,188
	Konzentrat			60	5,71	1189	3108	66	33	12,21

Die Färbung des Filtrats ist als sehr gering zu bezeichnen. Es sind allerdings insbesondere rote Farbstoffe, die die Membran passieren. Somit reicht die im Filtrat enthaltene Farbstoffmenge dennoch aus, um bei einer Wiederverwendung in einer nachfolgenden hellen Färbung eine sichtbare Farbverschiebung zu bewirken. Während die Entfärbungsleistung durch die Membranfiltration bei ca. 98% liegt, beträgt die CSB-Abnahme nur ca. 75%. Im Filtrat sind die gut wasserlöslichen, anionischen und niedermolekularen Färbemittel enthalten, die für eine nachfolgende Wiederverwendung des Filtrats zur Färbung verfügbar bleiben sollen.

Zur Beurteilung der Reinigungsleistung der Aktivkohle wird die konzentrationsabhängige Adsorptionsisotherme untersucht. Die verwendete Aktivkohle ist ein in der Trinkwasseraufbereitung eingesetztes Produkt, ROW 0,8 SUPRA der Firma Norit. Für die Beladung der Kohle werden 9 Proben mit je 100 ml Filtrat entnommen und mit AktivkohleKonzentrationen von 0,025 bis 20 g/L 30 Minuten bei Raumtemperatur geschüttelt. Die Ergebnisse sind der folgenden Tabelle 2 zu entnehmen.

Tabelle 2: Messergebnisse zur Aktivkohle-Adsorption unter Verwendung des Filtrates aus der Ultrafiltration des ausgezogenen Polyesterfärbekades. Aktivkohle: ROW 0,8 Supra.

AK-Menge g/100ml	Probe	pH	LF [μ S/ cm]	CSB [mg/L O ₂]	DFZ [1/m]		
					440nm	535nm	605nm
-	Restflotte	5,49	716	1822	37,7	18,7	6,66
	Filtrat	5,83	601	482	1,64	0,561	0,188
	Konzentrat	5,71	1189	3108	66	33	12,21
2,000	Probe 1	8,54	538	134	2,7	2,4	2,3
1,000	Probe 2	8,26	515	183	3,5	3,1	2,3
0,500	Probe 3	7,76	520	281	2,2	1,66	1,5
0,3	Probe4	-	-	357	2,13	1,44	1,2
0,25	Probe5	-	-	367	2,54	2,7	2,34
0,2	Probe6	-	-	389	1,42	0,66	0,42
0,100	Probe 7	6,38	504	433	1,57	0,64	0,32
0,050	Probe 8	5,97	507	475	1,65	0,64	0,28
0,025	Probe 9	5,86	501	481	1,66	0,63	0,26

Die Farbigkeit der mit Aktivkohle behandelten Proben nimmt mit zunehmender Aktivkohlekonzentration zunächst ab. Bei weiterer Zunahme verschieben sich die Farbigkeitsmesswerte in den rot-blauen Bereich. Minimale Farbigkeitswerte werden bei 1 g/L Aktivkohle gemessen. Die maximale CSB-Abnahme beträgt ca. 60%. Das heißt, dass neben der erwünschten Entfärbung durch die Aktivkohle auch ein Teil der Färbemittel aus dem Filtrat entfernt wird.

Nach der Ermittlung der Adsorptionsisothermen im Laborversuch wurden Praxisversuche in größerem Maßstab zur Untersuchung der Wirksamkeit und Umsetzbarkeit dieses zweistufigen Verfahrens durchgeführt. Hierfür wurden insgesamt ca. 300 L Restflotte aus zwei Färbeprozessen nacheinander der Filtration und anschließend der Adsorption in einer mit 17,5 L (6,13 kg) Aktivkohle befüllten Patrone (ROW 0,8 SUPRA) vorgelegt. Die folgende Tabelle zeigt ein beispielhaftes Versuchsergebnis.

Tabelle 3: Messergebnisse zur Aktivkohle-Adsorption unter Verwendung des Filtrats aus der Ultrafiltration des ausgezogenen Polyesterfärbekades. Aktivkohle: ROW 0,8 Supra.

Probe	pH	LF [$\mu\text{S}/\text{cm}$]	CSB [mg/L]	DFZ [m-1]		
				440 nm	535 nm	605 nm
Restflotte	4,6	1060	4610	26	18	9
Filtrat UF	4,8	611	1376	1,4	0,3	0,2
Filtrat nach Aktivkohlebehandlung	7,5	663	29	0,16	-	0,18

Die Permeabilität nimmt während der Ultrafiltration wie erwartet von ca. 34 L/m²hbar auf 11 L/m²hbar ab. Die Filtratmenge erreicht durchschnittlich 108 L/h. Der Zusammenhang wird durch die nachfolgende Abbildung verdeutlicht.

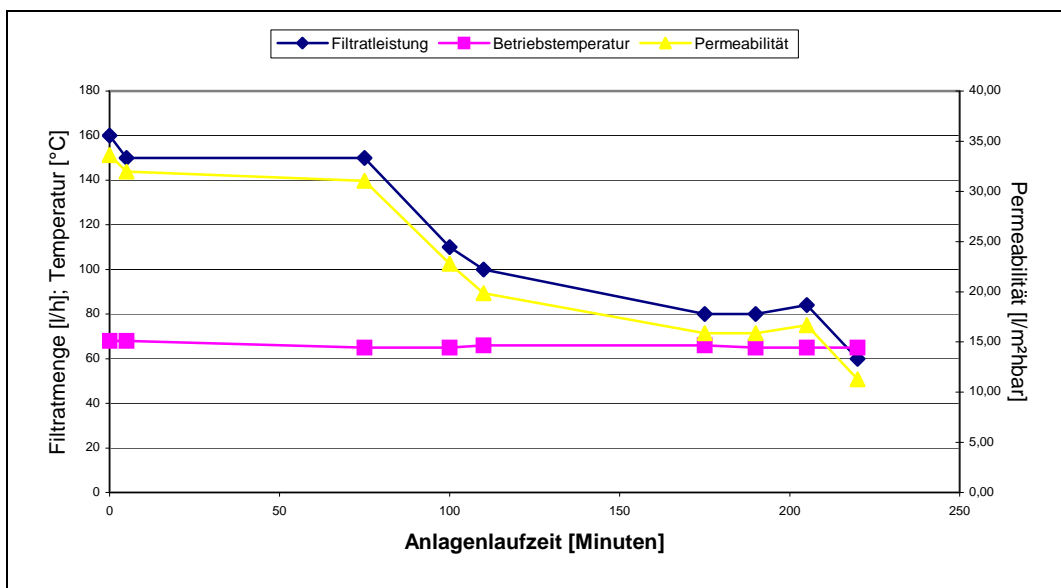


Abbildung 6: Filtratleistung (L/m²hbar), Betriebstemperatur während der Ultrafiltration (°C) und Filtratmenge (L/h) bei der Ultrafiltration von Färbekäden aus der Polyesterfärberei

Das Filtrat der Ultrafiltration des ausgezogenen Färbekades ist erwartungsgemäß goldgelb mit einem leichten Rotstich gefärbt. Das Filtrat nach der Aktivkohlereinigung weist hingegen keine auffällige Färbung mehr auf. Gegen Ende der Filtration und Aktivkohlebehandlung ist mit zunehmender Beladung jedoch wieder eine Zunahme der Farbigkeit zu beobachten. Die CSB-Konzentration des Restfärbekades nimmt durch die Ultrafiltration um ca. 70% ab und beträgt nach der zusätzlichen Reinigungsstufe mit Aktivkohle nur noch 0,6% des Ausgangswertes. Es muss daher angenommen werden, dass entgegen der Ergebnisse im Labormaßstab auch die Färbemittel durch Ultrafiltration und Aktivkohle-Adsorption fast vollständig entfernt werden und somit für eine nachfolgende Färbung bei Einsatz des gereinigten Wassers

nicht mehr zur Verfügung stehen. Damit geht ein wichtiger Vorteil der Ultrafiltration des Färbebades verloren, der in der zumindest teilweisen Wiederverwendung von Färbehilfsmitteln, insbesondere der biologisch schwer eliminierbaren Dispergiermittel, gesehen wurde. Eine Rückführung von Wasser mit geringer Wärmerückgewinnung ist wegen der hohen Kosten für die Entsorgung des UF-Konzentrates und die Regenerierung der Aktivkohle zum gegenwärtigen Zeitpunkt nicht wirtschaftlich. Diese Vorgehensweise wird daher nicht weiter verfolgt.

1.1.2 Einsatz der Ultrafiltration zur kontinuierlichen Spülung

Parallel zu den Versuchen zur weitergehenden Reinigung des ausgezogenen Färbebades mithilfe der Ultrafiltration und Aktivkohle-Behandlung wurde die Erprobung von Maßnahmen zur Wasser-, Energie- und Zeiteinsparung bei den Spülvorgängen begonnen. Die Färbereileitung hat durch eine systematische Vorgehensweise zur Prozessoptimierung die Nachreinigung des gefärbten Gutes auf nur noch ein, maximal zwei Spülbäder reduziert und führt inzwischen die bei mittleren (kräftigen Rot- und Grün-) sowie dunklen Farbtönen übliche reduktive Nachreinigung auf dem ausgezogenen Färbebad durch. Dadurch werden Zeit, Wasser und Energie eingespart, die sonst für das Ansetzen frischer Bäder benötigt werden. Es wurde nun untersucht, ob auch vermieden werden kann, das/die letzte/n Spülbad/-bäder mit Frischwasser anzusetzen, indem die Ultrafiltration während der reduktiven Nachbehandlung bzw. zum Ende des Abkühlens (Ende bei 80°C) des Färbeprozesses einsetzt und eine kontinuierliche Reinigung des Prozesswassers und damit Reinigung = Spülung des Färbegutes ermöglicht.

Die Abbildung 4 zeigt das Färbediagramm einer diskontinuierlichen PES-Färbung, wie sie nach den Optimierungsansätzen durch die Färbereileitung durchgeführt wird. Die Pfeile symbolisieren das Ablassen der Flotten. Farbstoffe und Hilfsmittel werden in einer Vorlaufzeit von ca. 10 Minuten über die Färbeflotte mit dem PES-Material in Kontakt gebracht. Die Farbflotte wird ausgehend von der innerbetrieblichen Warmwassertemperatur von 38°C mit größtmöglichem Aufheizgradienten in ca. 5 Minuten auf ca. 80°C erhitzt. Danach erfolgt der Temperaturanstieg mit einem Gradienten von 1°C/min auf 110°C und anschließend mit 4°C/min weiter auf 130°C. Die Farbstofffixierung erfolgt bei 130°C während 20 Minuten. Nach dem Abkühlen auf 80°C schließt sich eine reduktive Nachreinigung mit einer Dauer von 15 Minuten an. Auf dem stehenden Bad erfolgt auch das erste Spülbad, das mit Essigsäure angesäuert ist und in dem die Ware bei 78°C verweilt. Erst danach wird das Bad abgelassen und es folgt ein letztes separates Spülbad bei 40°C.

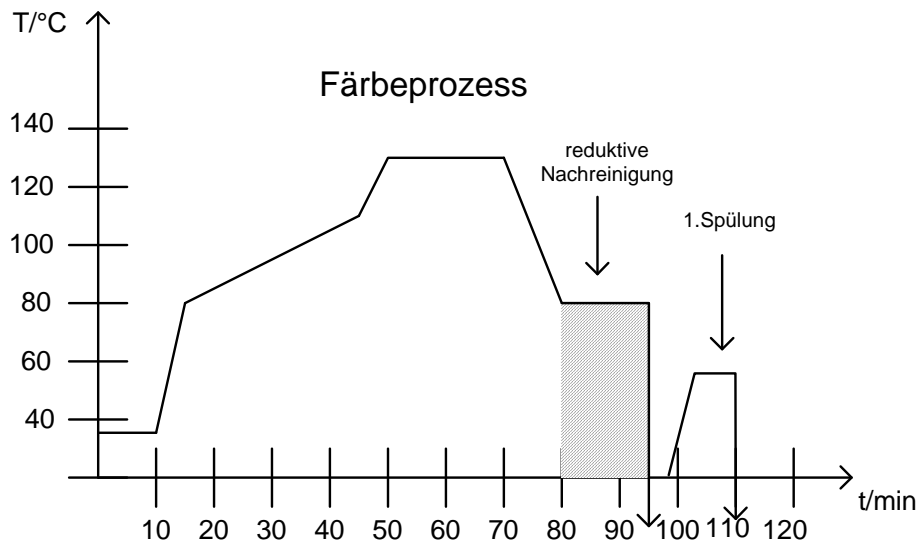


Abbildung 7: Schematische Darstellung des Färbeprozesses einer Polyestergeranfärbung als Färbediagramm für dunkle Farben

Eine schematische Darstellung des Färbeapparates zeigt die folgende Abbildung. Die stündlich umgewälzte Spülwassermenge übersteigt das Volumen des Färbeapparates um den Faktor 12, sodass ein vollständiger Austausch des Bades in etwa fünf Minuten erfolgt. Bei einer Spüldauer von sechs Minuten, wie sie in der Abbildung 7 angedeutet wird, wird ein vollständiger Austausch des Bades erreicht. Frischwasser und erforderliche Hilfsmittel werden über einen Ansatzbehälter zugegeben.

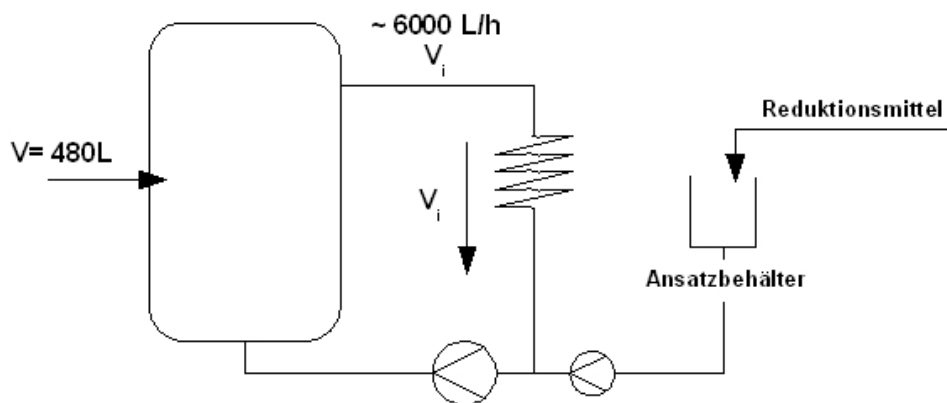


Abbildung 8: Anlagenschema für den Färbeapparat beim Nachreinigungs- und Spülprozess

Der geplante Einsatz der Ultrafiltration zum kontinuierlichen Spülen (Entnahme von Spülwasser und gleichzeitige Zurückführung von Filtrat in den Spülprozess als „online“-Spülen oder „interner“ Recyclingstrom) erfordert im Vergleich mit der Nutzung für eine weitere Färbung keinen so hohen Anspruch an den Farbstoffrückhalt, da das sofort wieder in den Spülprozess zurückgeführte Filtrat eine sehr ähnliche Beschaffenheit aufweist wie das zirkulierende Bad. Die Begleitstoffe sind im Filtrat in geringerer Konzentration vorhanden, sodass die erwünschte Reinigungswirkung gewährleis-

tet ist. Die Beschaffenheit des Spülbades muss nicht dem Frischwasser für eine neue, im Farbton abweichende Färbung entsprechen. Die Temperaturbeständigkeit der Membran und eine hohe Filtration sind für diesen Einsatz jedoch entscheidend. Die Praxisversuche verliefen sowohl mit einer Polymermembran als auch mit einer Keramikmembran zufrieden stellend. Gleiches gilt für die Filtration des Bades zur reduktiven Nachreinigung.

Der Zeitbedarf für das Ablassen des Färbekades und die Wiederbefüllung des Apparates kann eingespart werden, wenn die Ultrafiltration während der reduktiven Nachreinigung oder bei Färbungen ohne reduktive Nachreinigung noch auf dem ausgezogenen Färbekad eingesetzt wird. Das Filtrat soll hierbei kontinuierlich in den Spülprozess zurückgeführt werden. Zuzüglich ist eine Zugabe von kaltem Frischwasser als Ersatz für das abgeleitete Konzentrat erforderlich. So würden die reduktive Nachreinigung, das Spülen und das Abkühlen in einem Prozessschritt erfolgen. Das Ablassen und das Wiederbefüllen für den Spülvorgang sowie das Aufheizen des Spülwassers würden wegfallen. Außerdem kann das Textilgut bei einer Temperatur von ca. 60°C entnommen werden, was sich positiv auf die Produktqualität auswirken wird. Auch entfällt die Entnahme der Ware und das Hantieren an 80°C heißen Apparateanteilen, die für das Personal nicht ungefährlich ist. Damit ergeben sich insgesamt folgende Vorteile bei einer Umsetzung:

- Einsparung von Frischwasser durch Wiederverwendung des filtrierte Restfärbekades
- Einsparen der Entsorgungskosten für Abwasser
- Einsparen von Energie
- Einsparen von Betriebszeit.

Aufgrund des geschilderten Zusammenhanges wurden nun folgende Arbeiten in Angriff genommen:

Die Ultrafiltration des ausgezogenen Färbekades bzw. der nachfolgend begonnenen reduktiven Nachreinigung wird unter Einbeziehung des Spülprozesses an einem Praxisfärbekad unter Auswahl verschiedener Prozessbedingungen durchgeführt. Hierbei wird untersucht, inwieweit Zeit, Wasser und Energie gegenüber dem derzeitigen, optimierten Zustand einzusparen sind.

Um das Färbekad, das am Ende des „online-Spülens“ restlichen Farbstoff und Dispergiermittel in nur noch sehr geringer Konzentration enthält, wieder einsetzen zu können, ist eine Anfärbung auszuschließen. Eine erste Erprobung kann im Verlauf der Versuche erfolgen, für eine weitergehende Beurteilung müssen Untersuchungen vorerst nur im Labor zu einer weitergehenden Reinigung und zu den Auswirkungen auf den Farbausfall über Musterfärbungen durchgeführt werden.

In der folgenden Abbildung 9 ist der Färbekadprozess mit Einsatz der Ultrafiltration zur kontinuierlichen Spülung dargestellt. Für die zunächst nur als Batch durchgeführten Versuche wurde zu Beginn der reduktiven Reinigung ein definierter Anteil der Spülflotte der UF-Anlage zugeführt.

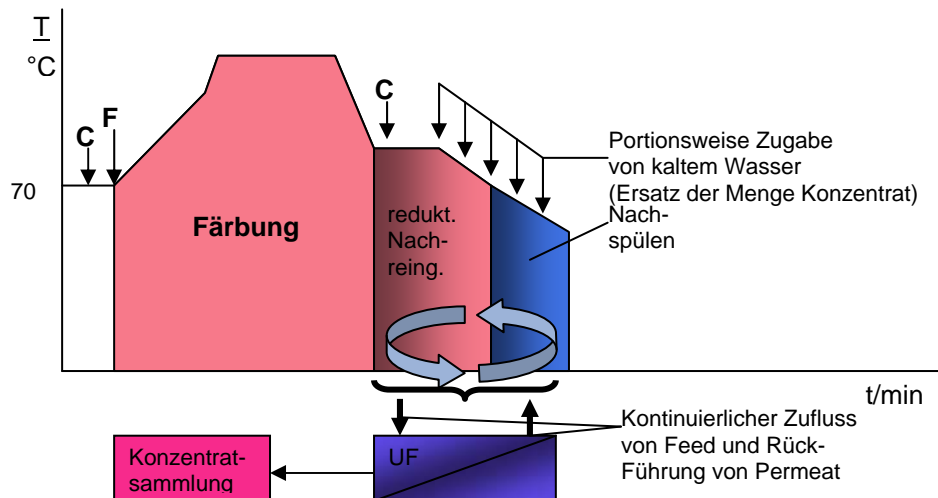


Abbildung 9: Einbau der Ultrafiltration zur Optimierung des Spülprozesses in der PES-Färberei (C = Zugabe von Färbehilfsmitteln, F = Farbstoffzugabe)

Es wurde eine Keramikmembran der Trennschärfe MWCO (molecular weight cut off) 20 kD ausgewählt. Die Membran wurde mit einer Kleinanlage betrieben, die einen maximalen Druck von 5 bar aufbringt. Die Messwerte sind in der nachfolgenden Tabelle zusammengestellt.

Das Filtrat aus der Ultrafiltration des reduktiven Spülbades ist nur noch schwach gelb gefärbt. Die Farbigkeit nimmt mit zunehmender Dauer der Filtration und Aufkonzentration des Feed (=Restflotte) erwartungsgemäß zu. Die noch im Filtrat vorhandene Farbigkeit wird beim Vermischen des Filtrats mit frischem Wasser, wie dies im kontinuierlichen Spülen vorgesehen ist, weiter abnehmen und damit an Einfluss verlieren. Der Frischwasserzusatz ist als Ersatz für das später in den kontinuierlichen Versuchen auszuschleusende Konzentrat erforderlich. Gleichzeitig wird durch die periodische Zugabe des kalten Frischwassers das Spülbad langsam auf die Endtemperatur 40°C abgekühlt. Zu Beginn des Versuchs wurde ein Wasserdurchfluss von 32 L/h gemessen. Im Laufe der Filtration nahm der Durchfluss auf 26 L/h ab und gegen Ende erreichte er 18 L/h. Während des Versuchs wurde keine Rückspülung vorgenommen.

Tabelle 4: Messergebnisse zur Untersuchung einer Verwendung des Filtrates aus der Ultrafiltration des reduktiven Nachreinigungsbades als kontinuierlicher Spülvorgang

Probe	Zeit Minuten	pH	LF [$\mu\text{S}/\text{cm}$]	CSB [mg/L]	DFZ [m-1]		
					440 nm	535 nm	605 nm
Restflotte der red. Reinigung	0	4,44	1274	2544	24,5	7,1	3,5
Filtrat der UF	5	4,66	781	788	2,24	0,66	0,40
aufkonzentrierte Restflotte	21	4,35	1318	2596	25,0	7,1	3,4
Filtrat der UF	21	4,65	906	742	2,24	0,76	0,46
aufkonzentrierte Restflotte	86	4,31	1430	3822	41,3	11,3	5,24
Filtrat der UF	86	4,42	1104	926	2,93	0,92	0,58
aufkonzentrierte Restflotte	191	4,28	1873	11540	15,5	50	23
Filtrat der UF	191	4,45	1450	1137	8,8	3,3	1,5

Die nächsten Untersuchungen wurden mit einer Keramikmembran, die eine vergleichbare Porengröße wie die Membran der großen Anlage hat und eine Trennschärfe über 20kD aufweist, wieder unter Praxisbedingungen vorgenommen. Dabei wurde eine Kreislaufschließung mit einem Färbeapparat realisiert, um die Effekte unter realen Bedingungen untersuchen zu können.

Eine Darstellung der Wechselwirkung zwischen Färbeapparat und UF-Anlage, wie sie für die Praxisversuche realisiert werden konnte, findet sich in der folgenden Abbildung. Die UF-Anlage ist mit einem Arbeitsbehälter ausgestattet, in dem zu Beginn der Filtration eine definierte Frischwassermenge vorgelegt wird. Der stündlich im Färbeapparat umgewälzte Gesamtvolumenstrom verändert sich nicht gegenüber dem Prozess ohne Einsatz der Ultrafiltration. Ein Teilstrom wird über den Arbeitsbehälter als Feed in die UF-Anlage geführt, das Filtrat der Ultrafiltration gelangt über den Ansatzbehälter als Frischwasserersatz wieder in den Färbeapparat. Die ausgeschleuste Konzentratmenge wird durch kaltes Frischwasser ersetzt. Die Konzentratmenge, die am Ende der Filtration im Arbeitsbehälter anfällt, entspricht der zu Beginn vorgelegten Frischwassermenge.

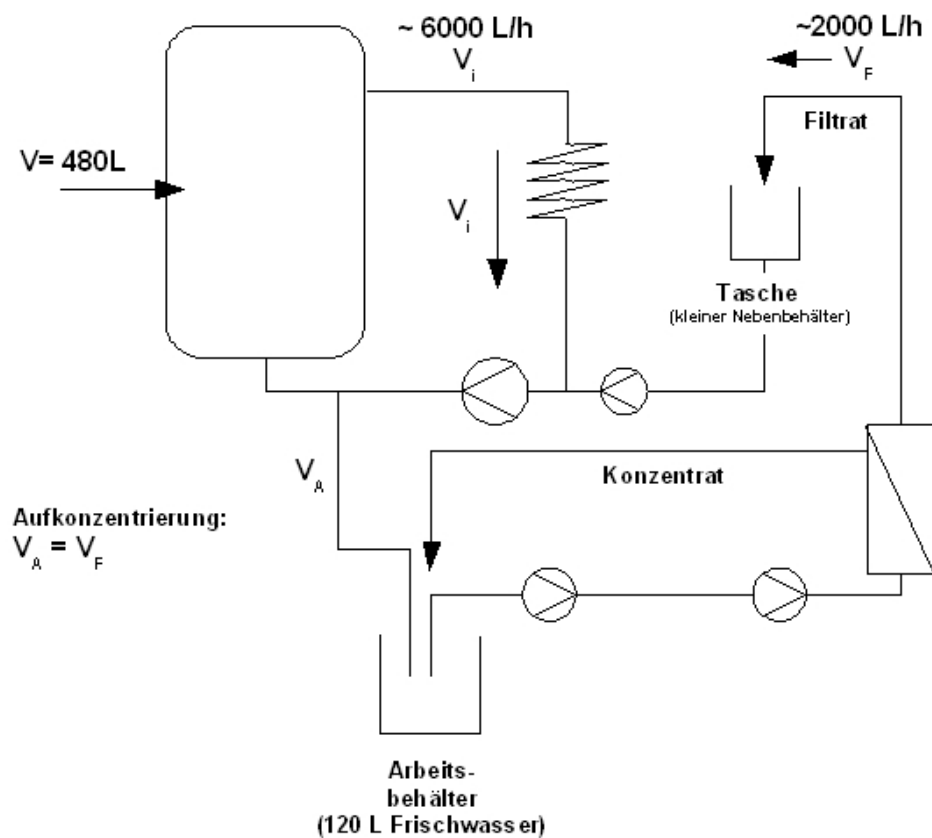


Abbildung 10: Anlagenschema zum Färbeapparat in Wechselwirkung mit der UF-Anlage

Mit der dargestellten Anlagenkonfiguration wurden Versuche unter Praxisbedingungen vor Ort durchgeführt. Für die Beurteilung der Anwendbarkeit wurden verschiedene Parameter überprüft. Zum einen wurde die Farbigkeit der Spülflotte im Färbeapparat, des Filtrats, des Feeds und des Konzentrats im Verlauf der Filtration beobachtet. Durch die zunehmende Aufkonzentrierung ist bei allen drei Teilströmen eine Zunahme festzustellen. In der folgenden Abbildung ist der Verlauf für einen Filtrationsversuch dargestellt, bei dem die Spültemperatur gleich bleibend auf 85°C gehalten wurde. Die Farbigkeitsmesswerte wurden nach dem Vorschlag der Braunschweiger Arbeitsgruppe für Bioverfahrenstechnik (Prof. Hempel) auf einen gewichteten Mittelwert umgerechnet.

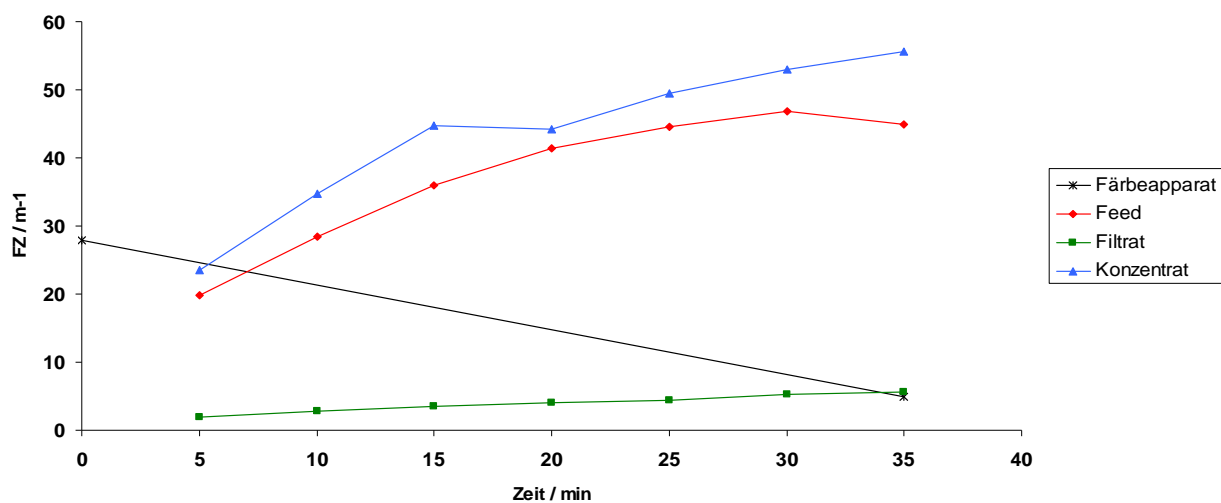


Abbildung 11: Verlauf der Farbzahl beim Filtrationsversuch; Temperatur 85 °C

Hierzu wird eine ökologisch-ökonomische Betrachtung mit dem Ziel der weitergehenden Prozessoptimierung durchgeführt. Die Ergebnisse sollen eine Auslegung sowohl der Filtration als auch der notwendigen technischen Veränderungen an der Färbeapparat-Peripherie ermöglichen, die für eine spätere Praxiseinführung auch an anderer Stelle unter vergleichbaren Bedingungen benötigt werden. Dafür ist es notwendig, dass auch der Hersteller von Färbeapparaten einbezogen wird. Erste Gespräche haben mit dem bei dem angeschlossenen Unternehmen bekannten Apparatehersteller stattgefunden.

Ein Filtrationsversuch, bei dem die Beheizung des Autoklaven direkt nach Abschluss der Färbung abgeschaltet wurde, sodass die Temperatur beim Spülen durch Zugabe von kaltem Frischwasser von Beginn an ohne Haltephase absank, ist in der folgenden Abbildung dargestellt. Die Verläufe der Farbzahlen sind grundsätzlich vergleichbar mit dem Ergebnis beim Spülen mit Halten der Temperatur. Beim Versuch ohne Halten der Spültemperatur liegen die Messwerte für Feed und Konzentrat um etwa 10 Einheiten höher. Allerdings weist auch die Flotte zu Beginn der Filtration eine höhere Farbigeit auf als bei dem Versuch mit Halten der Spültemperatur.

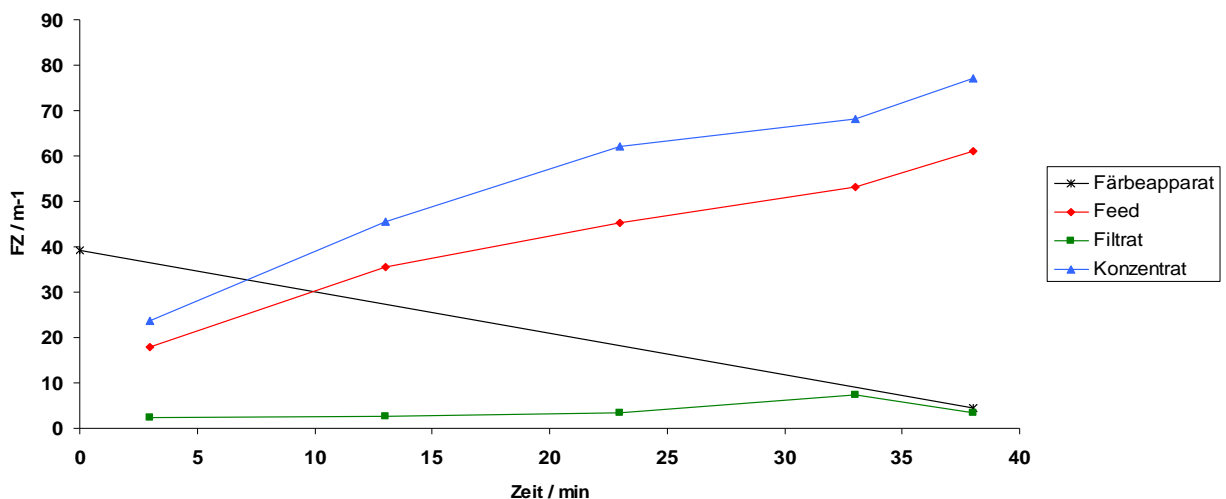


Abbildung 12: Verlauf der Farbzahl beim Filtrationsversuch ohne Halten der Temperatur

Für ein Urteil darüber, ob die veränderte Spültechnik eine mögliche Alternative im Produktionsprozess sein kann, wurde außerdem die Qualität der Ware verglichen. Dazu wurden die Reibechtheiten mit trockener und nasser Ware für die Filtration mit und ohne Halten der Temperatur ermittelt. Die Ergebnisse sind in der folgenden Abbildung dargestellt.

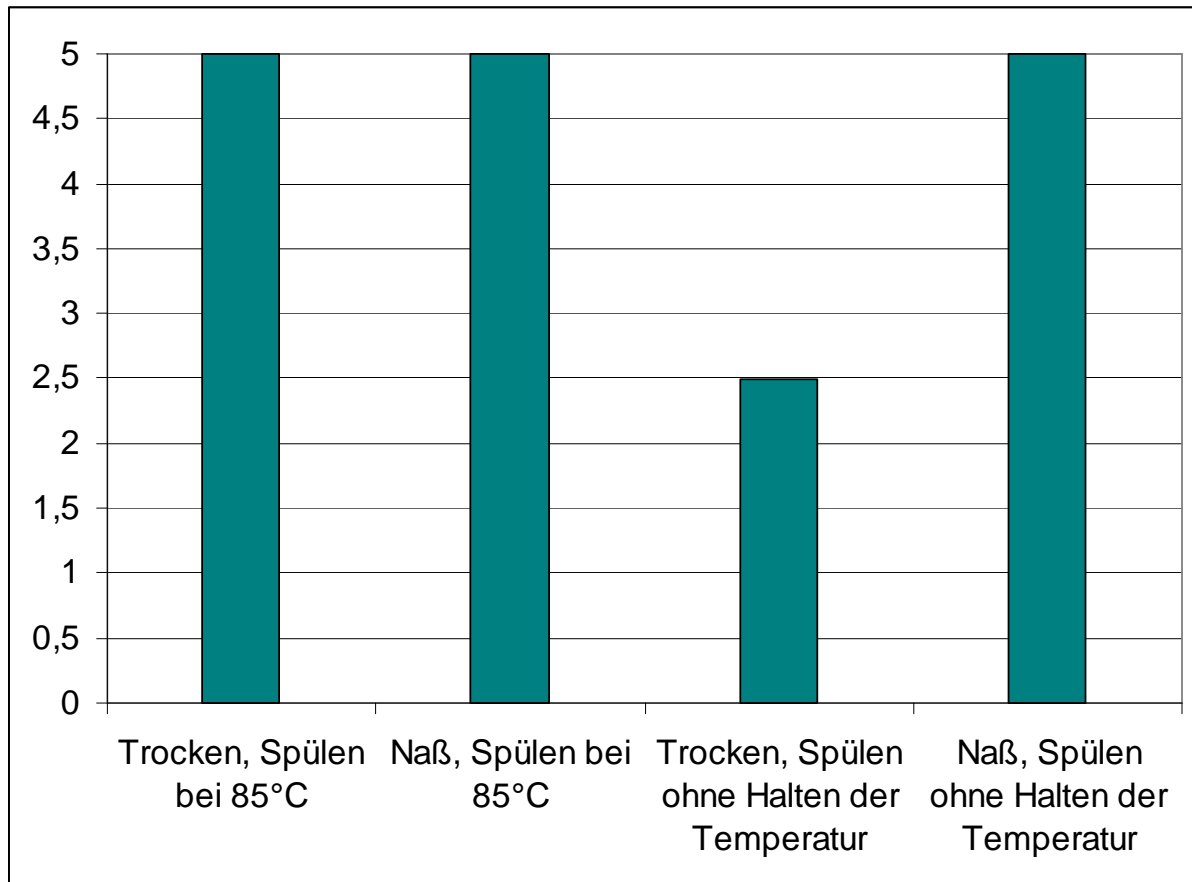


Abbildung 13: Reibechtheiten für trockene und nasse Ware bei der Filtration mit und ohne Halten der Temperatur

Während die Reibechtheiten beim Spülen mit Halten der Temperatur die geforderten Werte ohne Einschränkung erreichen, zeigt sich beim abkühlenden Spülen eine Verschlechterung bei der Reibechtheit für trockene Ware. Zu beachten ist hierbei, dass aufgrund der technischen Gegebenheiten am Färbeapparat ein verzögertes Absenken der Temperatur nicht möglich war, sondern die Temperatur beim „abkühlenden Spülen“ bereits während der reduktiven Nachreinigung absank. Auf diese Abweichung, die eine verringerte Wirkungszeit für das Reduktionsmittel zur Folge hatte, ist die verringerte Reibechtheit zurückzuführen. Eine Vorgehensweise mit einer kurzen Haltephase und anschließendem Rückgang, wie sie in Abbildung 6 dargestellt ist, konnte nicht mehr erprobt werden. Der Zeitaufwand für die Filtration war mit 35 Minuten bei den Versuchen vergleichsweise hoch; eine Einsparung gegenüber dem konventionellen Vorgehen, bei dem nach dem Ablassen und Wiederbefüllen eine Spülung mit Frischwasser von etwa 12 Minuten konnte nur in geringem Ausmaß erreicht werden. Bei heller Ware, die ohne reduktive Nachreinigung gespült wird, ist sogar eine Verlängerung der Gesamtdauer möglich. Einzelne Erprobungen mit kürzerer Filtrationsdauer zeigten jedoch keine verschlechterte Warenqualität. Um zu erproben, welche minimale Dauer für das online-Spülen erforderlich ist, sind systematische Versuche mit anschließender Prüfung der Reibechtheiten erforderlich. Diese sollten vor allem bei heller Ware zu einer reduzierten Filtrationsdauer führen. Damit ist dann nicht nur ein reduzierter Zeitbedarf erreichbar, sondern auch ein geringerer Strombedarf.

Generell konnte durch die Versuche die Machbarkeit der veränderten Spültechnik gezeigt werden. Ein verringerter Wasserbedarf und Abwasseranfall für den Prozess

konnte bereits in ersten Praxisversuchen erreicht werden. Eine gezielte Verkürzung der Filtrationsdauer bei Beobachtung der Warenqualität erscheint nach ersten Versuchen erreichbar und ist notwendig, um bei allen Färbungen eine verkürzte Prozessdauer mit geringerem Energiebedarf zu erreichen. Bei der Bilanzierung ist der Mehraufwand für den Betrieb der Ultrafiltration diesen Einsparungen gegenüberzustellen.

1.1.3 Bilanzierung zur Prozessumstellung und zum Einsatz der Ultrafiltration bei der Anwendung von Dispersionsfarbstoffen

Für den Einsatz der UF wurden zwei grundsätzliche Ansätze in Labor- und Praxisversuchen erprobt. Für die Wiederverwendung des filtrierte ausgezogenen Färbebad konnte bei der gegebenen Konstellation von häufig wechselnden Farbvarianten auch beim Einsatz von Aktivkohle als adsorbierender Filtration eine Umsetzbarkeit nicht nachgewiesen werden. Für die Versuche wird daher auf eine Bilanzierung verzichtet. Als Grundlage für die Bilanzierung dienen jeweils Modelle der Stoff- und Energieflüsse für den Färbeapparat und die peripheren Anlagen wie Wasseraufbereitung, Dampfversorgung und Kläranlage, die durch eine Umstellung verändert werden.

Als Ursprungszustand (ALT) wird die zu Beginn der Arbeiten für dunkle Färbungen noch verwendete Vorgehensweise mit einbezogen, bei der nach der Färbung das Bad abgelassen wurde, um die reduktive Nachreinigung mit einem frisch angesetzten Bad durchzuführen. Danach folgten zwei separate Spülbäder, von denen das erste als Heißspülbad auf 78°C aufgeheizt wurde, während das letzte Spülbad bei 40°C stattfand. Diese Prozessführung wird nicht mehr betrieben, soll aber für eine Einschätzung der Einsparungen durch die während des Projektes als Standard eingeführte Prozessoptimierung miterfasst werden.

Die derzeit betriebene Prozessführung mit der reduktiven Nachreinigung und dem Heißspülen auf dem stehenden Bad und einem einzelnen Spülbad, wie sie z.B. im Färbediagramm der Abbildung 7 dargestellt ist, bildet den Referenzzustand (REFERENZ) für den Vergleich mit den Umstellungsansätzen, bei denen die Ultrafiltration mit in den Spülprozess einwirkt.

Für den ersten Vergleichszustand (SOLL-1) wird die während der Pilotversuche erprobte Anlagenkonfiguration angesetzt, bei der die im Arbeitsbehälter vorgelegte Frischwassermenge die Konzentratmenge vorgibt. Für den Vergleich wird angenommen, dass wie bei ersten Erprobungen gezeigt eine Verkürzung der Filtrationsdauer möglich ist, so dass eine Zeitersparnis gegenüber der konventionellen Vorgehensweise realisiert werden kann. Weiterhin wird angenommen, dass diese Anlage durch flexible Leitungen an verschiedene Färbeapparate angeschlossen werden kann. Da das online-Spülen im Vergleich mit dem Färben nur eine kurze Zeit in Anspruch nimmt, kann eine Ultrafiltrationsanlage für vier Färbeapparate eingesetzt werden. Bei einer Partiedauer von ca. 120 Minuten können auf diesen Färbeapparaten im Zweischichtbetrieb mindestens 20 Partien pro Tag bearbeitet werden. Es werden 250 Arbeitstage pro Jahr angesetzt. Als Einsparungen gegenüber dem Referenzzustand ist der durch den Wegfall des separaten Spülbades verringerte Zeit-, Energie-(Antrieb Färbeapparat) und Wasserbedarf sowie der verringerte Abwasseranfall anzusetzen. Für den Betrieb der Ultrafiltrationsanlage ist ein Strombedarf gegen zu rechnen, außerdem muss der Frischwasserbedarf für die Vorlage im Arbeitsbehälter und der daraus resultierende Abwasseranfall berücksichtigt werden.

Für einen langfristigen Betrieb der Ultrafiltration wird eine Anlagenkonfiguration mit weiterreichenden Maßnahmen angenommen (SOLL-2), die mit der Anlage im Pilotbe-

trieb nicht mehr erprobt werden konnte. Dabei werden vor allem aus der Gestaltung der Schnittstelle zwischen Färbeapparat und Ultrafiltrationsanlage weitere Vorteile erwartet, die z.B. durch eine gemeinsame Nutzung der vorhandenen Pumpentechnik und Ansatzbehälter realisiert werden könnten. Erforderlich ist für eine Umsetzung eine direkte Zusammenarbeit zwischen dem Anbieter der Textilmaschinen und dem Anbieter der Membrananlagen. Bei einer weiterreichenden Wechselwirkung zwischen den Anlagen wird erwartet, dass der Strombedarf für den Betrieb der Membrananlage reduziert werden kann, außerdem wird sich eine verringerte Menge an Frischwasserbedarf und Konzentratanfall ergeben.

Für die Ermittlung der Veränderungen bezüglich der Umweltbelastungen und Kosten wurden die beschriebenen Prozessstadien mit dem Softwaretool UMBERTO® des Anbieters ifu Hamburg GmbH als Stoffstromnetze modelliert. UMBERTO basiert auf der so genannten Petri-Netz-Technik, bei der innerhalb von Stoffstromsystemen zwischen Transitionen und Stellen unterschieden wird. In Transitionen werden Zusammenhänge und Reaktionen zwischen Input- und Outputflüssen definiert, während Stellen als Verbindungs- und Lagerstellen sowie am Rand des Systems als Quellen und Senken definiert werden können. Dabei wurden jeweils die vorhandenen Informationen verwendet zur Definition von Transitionen (z.B. einzelne Abteile einer Waschmaschine oder einzelne Bäder eines Färbe- und Spülprozesses) und der gesamten Netzstruktur mit den Verknüpfungen, z.B. beim Modell der Gegenstromwaschmaschine. Die Modelle stellen eine vereinfachte Abbildung des tatsächlich vorhandenen Prozesses dar, in der insbesondere die Parameter erfasst sind, die sich durch die Umstellung und den Einsatz der Nano- oder Ultrafiltration verändern. Für den Vergleich der Umweltbelastungen werden auch die Emissionen aus vorgelagerten Prozessen wie der Strom- oder Dampfbereitstellung sowie von nachgeschalteten Prozessen wie der Abwasserentsorgung einbezogen, vor allem wenn sich durch die Umstellung der Prozesse in diesem Bereich Änderungen ergeben; für einige Bereiche kann auf vorhandene Module zurückgegriffen werden, z.B. für das Stromnetz in Deutschland mit dem bestehenden Kraftwerkspark.

Für die Bilanzierung der einzelnen Abteile werden in den Transitionen Input- und Outputflüsse und deren Zusammenhänge spezifiziert. Als Beispiel ist in der folgenden Abbildung die Spezifikation der Transition Mäander 2 (Waschabteil) dargestellt. Der Zulauf von mitgeschleppter Waschflotte aus dem vorherigen Abteil und Rückfluss aus dem Wasserkalender (WK) verteilt sich auf die Outputflüsse Rückfluss und Waschflotte. Das Füllvolumen des Abteils wird bei Bedarf gewechselt, diese Verwurfmenge und die für den Neuansatz erforderliche Frischwassermenge werden anteilig auf die Ware umgerechnet.

Var	Place	Material	B. Unit	DQ
X01	P14	▲ WaschflotteRK2	kg	⊕
X02	P38	▲ Dampf (Prozeß)	kJ	⊕
X03	P19	▲ RückflussWK	kg	⊕
X05	P14	▲ Gewaschene Ware/3. Abt	kg	⊕
X06	P27	▲ EH-Wasser	kg	⊕

Var	Place	Material	B. Unit	DQ
Y00	P16	▲ RückflussMä2	kg	⊕
Y02	P16	▲ WaschflotteMä2	kg	⊕
Y03	P16	▲ Gewaschene Ware/4. Abt	kg	⊕
Y04	P50	▲ Abwasser aus RNachwäsche	kg	⊕

Abbildung 14: Übersicht zu den Input- und Outputflüssen für die Transition T9 (Mäander 2); Screenshot aus UMBERTO, beschnitten

Die funktionalen Abhängigkeiten zwischen den einzelnen Input- und Outputflüssen sind jeweils bei der Transition hinterlegt, für das Beispiel des Mäanders am Eingang der Waschmaschine werden die im Bericht dargestellten Annahmen zu den Volumina an Abwasser, Carry-over und Waschwirkung als lineare Zusammenhänge modelliert. Für den Dampfbedarf werden aus den Zulaufmengen und Temperaturen die einzelnen Beiträge berechnet.

```

1 ;Definition der Ausschleppung über Flottenaufnahme (Angabe 60%)
2 YO2=PL*WG*0.6
3
4 ; Wasserbedarf nur für Füllmenge, kein Frischwasserzulauf
5 FUELM=700
6 VERWF=3600/11000
7 XO6=FUELM*VERWF
8
9 ; Kein Überlauf ins Abwasser, nur Austausch der Füllmenge
10 YO4=XO6
11
12 ;Rückfluss aus Wasserkalander
13 XO3=RO1
14 XO1=RO2
15
16 ;Rückführung als Differenz der Zuläufe und der Ausschleppung berechnet
17 YO0=IF(<(RO1,1),1000,XO1+XO6+XO3-YO2-YO4)
18
19 ;Dampfbedarf als Funktion der verschiedenen Beiträge
20 ;Solltemperatur ist 93°C, Ausgangstemperatur ist 10°C, spez.Wärmekapazität Wasser 4.18 KJ/kg/K
21 ;Aufheizen der Füllmenge V=400 L, Verwurfsfaktor=0.327
22 SOLLT=96
23 ANFANGT=10
24 SWKW=4.18
25 FUELLHEIZ=(SOLLT-ANFANGT)*SWKW*FUELM*VERWF
26
27 ;Ausgleich für die Verlust über die Abteilmwände
28 ;Wärmeübergangskoeffizient ist 6,3+0,04*Temperaturdifferenz Trog-Halle (W/m²/K)
29 ;Abteilmwand ist 15m² (Schätzung)
30 ABTEILF=15
31 HALLET=20
32 WUEK=6.3+0.04*(SOLLT-HALLET)
33 STRAHLHEIZ=WUEK*(SOLLT-HALLET)*ABTEILF*PD*60/1000
34
35 ; Aufheizen der Einschleppung aus der Zwischen-Rollenkufe, Temperatur 80°C
36 NETZT=92
37 FAERBEHEIZ=(SOLLT-NETZT)*SWKW*XO1
38
39 ;Aufheizen des Textils aus der Zwischenrollenkufe, Temperatur 80°C
40 SWKT=1.5
41 TEXTILHEIZ=(SOLLT-NETZT)*SWKT*0.4*3600
42
43 ;Aufheizen des Rücklaufes aus dem Wasserkalander
44 TWK=27
45 RUECKHEIZ=(SOLLT-TWK)*SWKW*XO3
46
47 ;Summe aller Beiträge
48 XO2=FUELLHEIZ+STRAHLHEIZ+FAERBEHEIZ+TEXTILHEIZ+RUECKHEIZ
49 XO5=WG*PL
50 YO3=XO5

```

Abbildung 15: Funktionale Zusammenhänge für die Transition Mäander 2 der Waschmaschine; Screenshot aus UMBERTO, beschnitten

Bei der Berechnung des Gesamtmodells werden sämtliche über Stellen verknüpfte Transitionen entsprechend der angegebenen Spezifikationen berechnet. Für jede Transition können die Teilergebnisse zur Ergebniskontrolle abgerufen werden, für das gewählte Beispiel ist das Ergebnis in der folgenden Abbildung dargestellt.

Input:		Output:	
Item	Quantity	Item	Quantity
Energieträger, sekundär		Hilfs- und Betriebsstoffe	
▲ Dampf (Prozess)	1585871,04 kJ	Chemikalien	
Hilfs- und Betriebsstoffe		▲ RudflusssK2	5000 kg
Chemikalien		▲ WaschflusssK2	864 kg
▲ RudflusssK	5000 kg	Rohstoffe	
▲ WaschflusssK2	864 kg	▲ Gewaschene Ware/4. Abt.	1440 kg
Rohstoffe		Wasser	
▲ Gewaschene Ware/3. Abt.	1440 kg	Abwasser	
Wasser		▲ Abwasser aus RNachwäsche	229,0909090909 kg
Frischwasser			
▲ E4-Wasser	229,0909090909 kg		

Abbildung 16: Bilanz für die Transition Mäander 2; Screenshot aus UMBERTO, beschnitten

Für die Transitionen werden Input- und Outputflüsse mit identischen Einheiten auch aufsummiert, sodass über den Vergleich der Summen Abweichungen bei der Massenbilanz deutlich werden; diese Darstellung ist zur Verbesserung der Lesbarkeit abgeschnitten. Bei der Berechnung der Gesamtbilanz für jeden der definierten Prozesszustände werden die Modelle insgesamt auf ihre Konsistenz überprüft und die Ergebnisse für die Quellen und Senken an der Grenze des Gesamtsystems aufsummiert. Die Ergebnisse können dann auf einen für alle Modelle einheitlichen Referenzfluss bezogen werden, in diesem Fall wurde eine durchschnittliche Partie gewählt. Ein Ausschnitt aus diesem im Rahmen der Ökobilanzierung als Sachbilanz bezeichneten Zwischenergebnis ist in der folgenden Tabelle enthalten. Unter dem unteren grauen Querbalken sind die summierten Ergebnisse dargestellt. Abweichungen in den Summen kommen durch importierte Module zustande.

Tabelle 5: Ausschnitt aus dem Sachbilanzergebnis für das Modell zum Ist-Zustand (Export aus UMBERTO nach MS-EXCEL)

Input			Output		
Item	Quantity	Unit	Item	Quantity	Unit
Chemische Grundstoffe			Abfälle		
Chem. Grundstoffe, anorg.			Abfälle zur Beseitigung (AzB)		
Chlor	0,11	kg	Abfälle, hausmüllähnlich (AzB)	0,02	kg
Energieträger, sekundär			Abfälle, unspezifiziert (AzB)	0,14	kg
Dampf (Prozeß)	2.089.159,84	kJ	Abraum (AzB)	30,77	kg
Energie, elektrisch	41.281,46	kJ	Aschen u. Schlacken (AzB)	0,26	kg
Energie, thermisch	979,10	kJ	Abfälle zur Verwertung (AzV)		
Zitronensäure	3,60	kg	Filterstaub (AzV)	0,02	kg
Branntkalk	0,41	kg	Gips (REA) (AzV)	0,09	kg
Natriumchlorid	0,99	kg	Klärschlamm, 20 % TS (AzV)	20,27	kg
Rohware	1.440,00	kg	Schmelzkammergranulat (AzV)	0,03	kg
Rohstoffe in Lagerstätten (RiL)			Emissionen (Luft)		
Erdgas (RiL)	71,89	kg	Abgas (trocken Nomvol.)	670,48	Nm**3
Erdöl (RiL)	1,32	kg	Abwärme (L)	55.665,05	kJ
Braunkohle (RiL)	3,13	kg	Staub (L)	0,05	Kg
Steinkohle (RiL)	4,31	kg	Kohlendioxid, fossil (L)	171,97	
Kalkstein (RiL)	0,31	kg	Kohlendioxid, regenerativ (L)	2,00	Kg
Natriumchlorid (RiL)	10,84	kg	Kohlenmonoxid (L)	0,10	Kg
Sand (RiL)	0,01	kg	NOx (L)	0,33	Kg
Eisen (Fe) (RiL)	0,01	kg	Radionuklide, gesamt (L)	3.939.481,13	Kg
Wasser			Schwefeldioxid (L)	0,18	Kg
Wasser (Kesselspeise)	536,41	kg	Methan (L)	0,43	
Wasser (Prozess)	0,93	kg	VOC (Kohlenwasserstoffe) (L)	0,11	Kg
Wasser, un spez.	1.023,75	kg	Abwärme (W)	12.294,72	Kg
Ca_in_Wasser	0,36	kg	Feststoffe, suspendiert (W)	0,02	Kg
Kühlwasser	2.128,33	kg	Chlorid (W)	0,51	Kg
Mg_in_Wasser	0,06	kg	Radionuklide, gesamt (W)	23.457,06	Kg
Rohwasser/Leitung	6.283,41	kg	Indikatorparameter		Kg
			BSB-5 (W)	0,07	Kg
			CSB (W)	0,98	
			Hilfs- und Betriebsstoffe		
			WaschflotteWK	864,00	Kg
			Import Materials		
			Ware	1.440,00	Kg
			Wasser		
			Abwasser (Kesselabschlammung)	536,41	Kg
			Abwasser (Kühlwasser)	771,80	Kg
			Abwasser (Prozess)	0,10	Kg
			Abwasser, geklärt	7.255,78	Kg
			Abwasser, un spez.	92,40	Kg
			Wasserdampf	1.465,71	Kg
kJ	5.402.723,43	kJ	kBq	27.396,54	kBq
kg	11.638,70	kg	kJ	67.959,77	kJ
			Kg	12.654,73	Kg

Gleichzeitig steht mit diesem Ergebnis ein Inventar der durch die Stoff- und Energieflüsse verursachten Kosten für den Prozess zur Verfügung, das für den Kostenvergleich zwischen unterschiedlichen Stadien mit den periodenbezogenen Kosten für Personal und Anlagen ergänzt wird. Bei der Zuordnung von Kosten dürfen nur innerhalb des (Textil-)Betriebes als Standort des Färbe- oder Waschprozesses auftretende Flüsse berücksichtigt werden. So wird beispielsweise auch für den Betrieb der nachgeschalteten Abwasserreinigung Strom benötigt, diese Kosten werden aber durch Gebühren abgegolten und dürfen bei den Kosten nicht zusätzlich erfasst werden; die durch die Strombereitstellung verursachten Emissionen und Ressourcenverbräuche werden in die Sachbilanz mit einbezogen.

Da das Sachbilanzergebnis in der Regel sehr umfangreich ist, werden die Ergebnisse im Rahmen einer Wirkungsabschätzung aggregiert und damit die Information verdichtet. Dazu werden die ermittelten Flüsse einzelnen Wirkungskategorien wie Klimaveränderung, toxischen Wirkungen oder Ressourcenabbau zugeordnet. Das Zwischenergebnis der Wirkungsabschätzung für das Modell mit Ultrafiltration ist in der folgenden Tabelle dargestellt. Als Wirkungsabschätzungsmethode wurde hier die vom Zentrum für Umweltwissenschaften der Universität Leiden (CML) vorgeschlagene Vorgehensweise in der aktuellsten Version von 2007 angewendet.

Tabelle 6: Wirkungsabschätzungsergebnisse für das Modell zum Ist-Zustand, 1. Durchgang (Export aus UMBERTO nach MS-EXCEL)

Valuation System Results

Item	Quantity	Unit
Aggregierte Ergebnisse		
Ressourcenverbrauch	1,45	kg Sb eq
Versauerung	0,38	kg SO2 eq
Eutrophierung	0,04	kg PO4 eq
Ökotox. Emissionen (Süßwasser)	0,01	kg p-DCB
Ökotox. Emissionen (Sed. Süß)	0,03	kg p-DCB
Klimaveränderung	181,58	kg CO2 eq
Toxische Substanzen	1,51	kg p-DCB
Ökotox. Emissionen (Meer)	1.869,86	kg p-DCB
Geruch	5.039,21	m3
POCP	0,01	kg ethylen
Ökotox. Emissionen (Boden)	0,00	kg p-DCB

Die Ergebnisse der Wirkungsabschätzung werden für die verglichenen Anlagenzustände gegenübergestellt, durch Bildung der Differenz ist dabei zu erkennen, ob sich für eine Kategorie eine Entlastung oder Mehrbelastung ergeben hat. Die Wirkungskategorieergebnisse werden normiert und nach ihrer ökologischen Priorität und der relativen Bedeutung gruppiert entsprechend dem Bewertungsvorschlag des Umweltbundesamtes (1999). Sowohl das Ergebnis des Kostenvergleichs als auch das Ergebnis des Vergleichs aus Umweltsicht können dann graphisch dargestellt und weiter interpretiert werden.

Der folgende Vergleich zwischen dem Ausgangszustand (ALT) und dem Referenzzustand (REFERENZ) zeigt die Auswirkungen der im Verlauf des Projektes durch Optimierungen des Färbeprozesses erreichten Veränderungen auf die Kosten- und Umweltsituation. Durch den Verzicht auf ein separates Heißspül-Bad konnten deutliche Verbesserungen bei Wasser-, Energie- und Zeit-/Personalbedarf erreicht werden, ohne dass dafür Investitionen erforderlich waren. Die folgende Abbildung zeigt den Kostenvergleich für eine Partie.

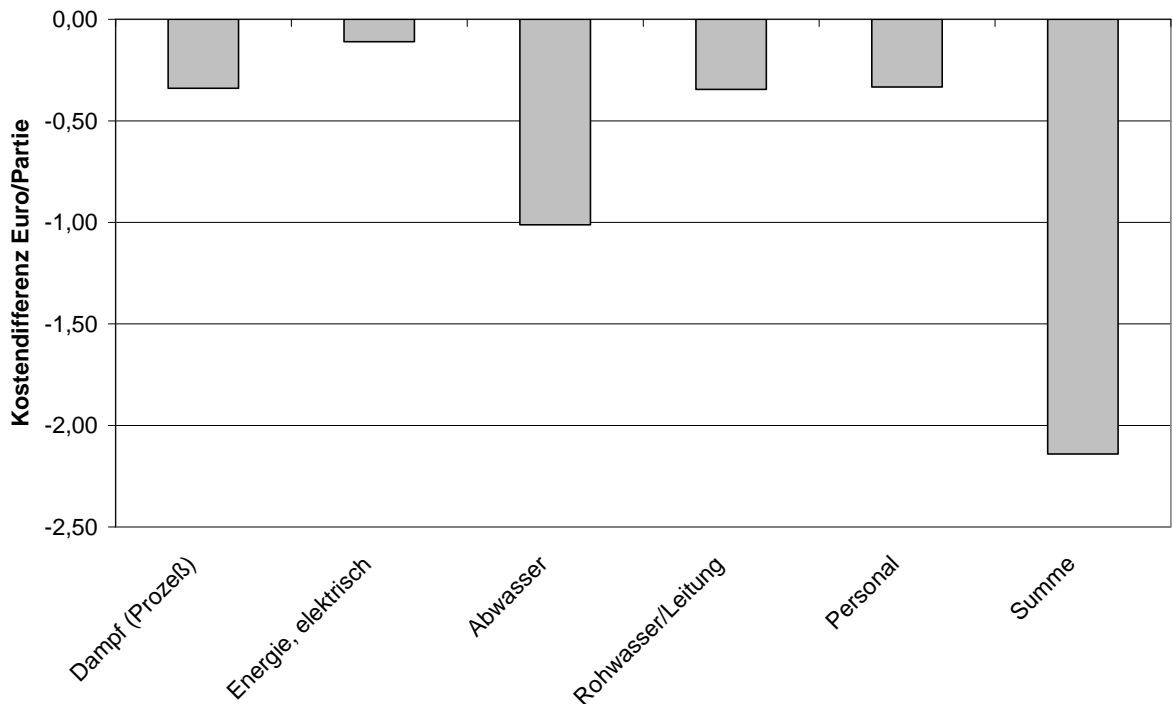


Abbildung 17: Kostenvergleich für die Optimierung des Färbeprozesses - Verzicht auch ein Spülbad, Umstellung der reduktiven Nachreinigung

Die bedeutendste Einsparung wird dadurch erzielt, dass für das eingesparte Bad keine Abwasserkosten mehr anfallen. Auch die Frischwasserkosten sinken daher. Weil die Antriebs- und Pumpenleistung und das Aufheizen des Bades ebenfalls entfallen, sinken auch die Kosten für thermische und elektrische Energie. Durch die verkürzte Prozessdauer werden auch die Personalkosten reduziert. Für eine Abschätzung der jährlichen Einsparungen wird eine Gesamtpartiezahl von etwa 5.300 angenommen (Produktionsstatistik 2004). Damit ergeben sich jährliche Einsparungen durch die Optimierung von etwa 11.000 Euro, wenn die der Modellierung zugrunde liegende Partie als repräsentativ gelten kann. Zu beachten ist dabei, dass neben den untersuchten Partien mittlerer Größe (35 kg, 480 L Färbeapparat) im Unternehmen sowohl wesentlich größere als auch wesentlich kleinere Partien bearbeitet werden, bei denen aber erwartet wird, dass sie durch die dargestellte Optimierung des Färbeprozesses in vergleichbarer Weise beeinflusst werden.

Die Optimierungen am Färbeprozess wurden sämtlich bereits dauerhaft im Unternehmen umgesetzt, somit ist als Referenz für den Vergleich mit der Anlage mit Ultra-

filtration der optimierte Anlagenzustand heranzuziehen. Die im Pilotzustand erprobte Anlagenkonfiguration zeigt im Vergleich weitere Vorteile bei den Betriebskosten, wie es in der folgenden Abbildung dargestellt ist.

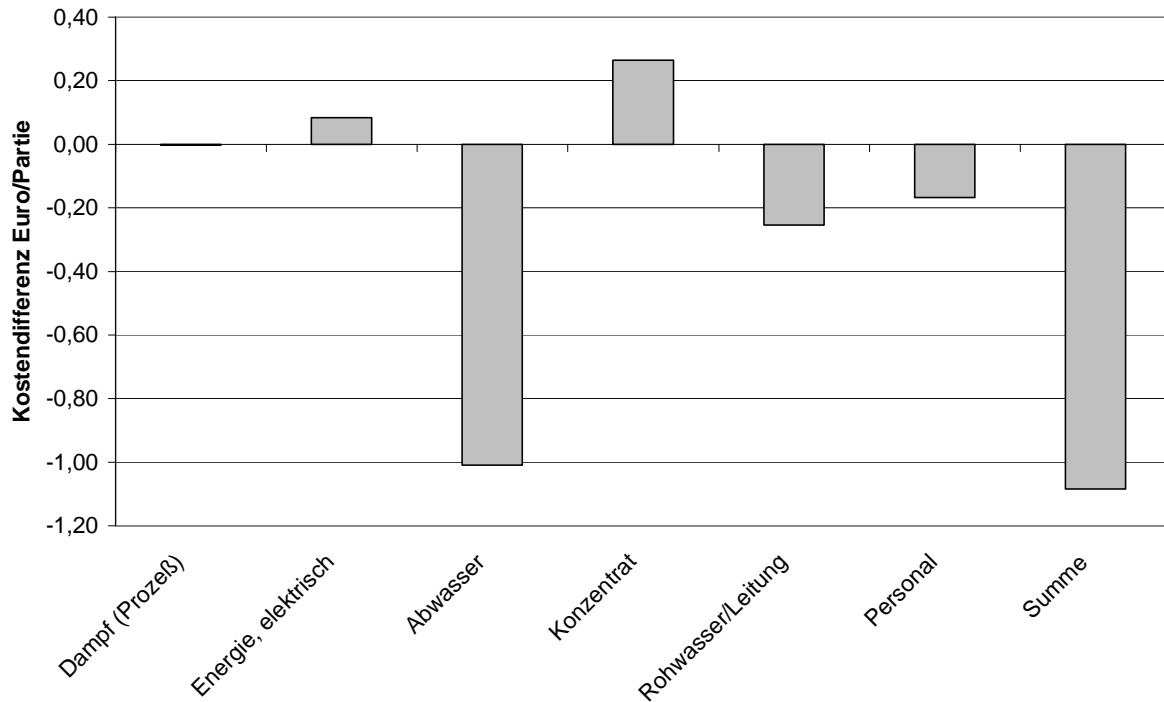


Abbildung 18: Kostenvergleich für den Einsatz der Ultrafiltration in der Anlagenkonfiguration im Pilotzustand mit dem Referenzzustand

Auch in diesem Fall stellt die Verringerung der Abwassergebühren den größten Beitrag zu Einsparungspotenzial dar. Daneben sind Einsparungen bei den Frischwasserkosten und bei den Personalkosten zu erwarten, die ebenfalls durch den Verzicht auf ein Spülbad und die damit verbundene verkürzte Prozessdauer zurückzuführen sind. Für die Entsorgung des Konzentrats wurden für diesen Vergleich die Kosten der Abwasserentsorgung angenommen, dieser Kostenanteil kann aber bei einer eventuell notwendigen Entsorgung als besonders überwachungsbedürftiger Abfall erheblich höher ausfallen. Steigen werden bei dieser Konstellation auch die Kosten für den Strombedarf des Färbeprozesses. Zwar kann die Prozessdauer verkürzt werden und damit auch der Strombedarf für den Antrieb des Färbeapparats. Auf der anderen Seite ist aber die Leistungsaufnahme der Pumpe für die Ultrafiltration zu berücksichtigen. Insgesamt können die Betriebskosten reduziert werden, aber nur etwa um die Hälfte des Betrages, der durch die Prozessoptimierung erreicht werden konnte. Die Investitionskosten für die Ultrafiltrationsanlage sind in diese Betrachtung nicht enthalten. Wenn die Ultrafiltration wie angenommen für vier Färbeapparate und damit für 5000 Partien jährlich eingesetzt werden kann, sind jährliche Einsparungen von ca. 5.500 Euro zu erwarten. Die Fixkosten der Ultrafiltrationsanlage für Abschreibung, Zinsen, Versicherung, Wartung und Lizenzen liegen bei der notwendigen Anlagengröße für eine angenommene Nutzungsdauer von ca. sieben Jahren im Bereich von ca. 25.000 Euro bis 30.000 Euro. Damit ist eine Amortisationsdauer von mehr als zwanzig Jahren zu erwarten, die die erwartete Lebensdauer der Ultrafiltrationsanlage deutlich übersteigt.

Für die Modellierung eines weiteren Vergleichs wurden daher möglich erscheinende, aber nicht mehr erprobte Maßnahmen zu einer weitergehenden Wechselwirkung zwischen Färbeapparat und Filtrationsanlage angenommen, die zu einem verringerten Strombedarf und zu einer weiter verkürzten Prozessdauer führen. Der Vergleich der Betriebskosten, der in der folgenden Abbildung dargestellt ist, zeigt Vorteile gegenüber dem optimierten Referenzzustand.

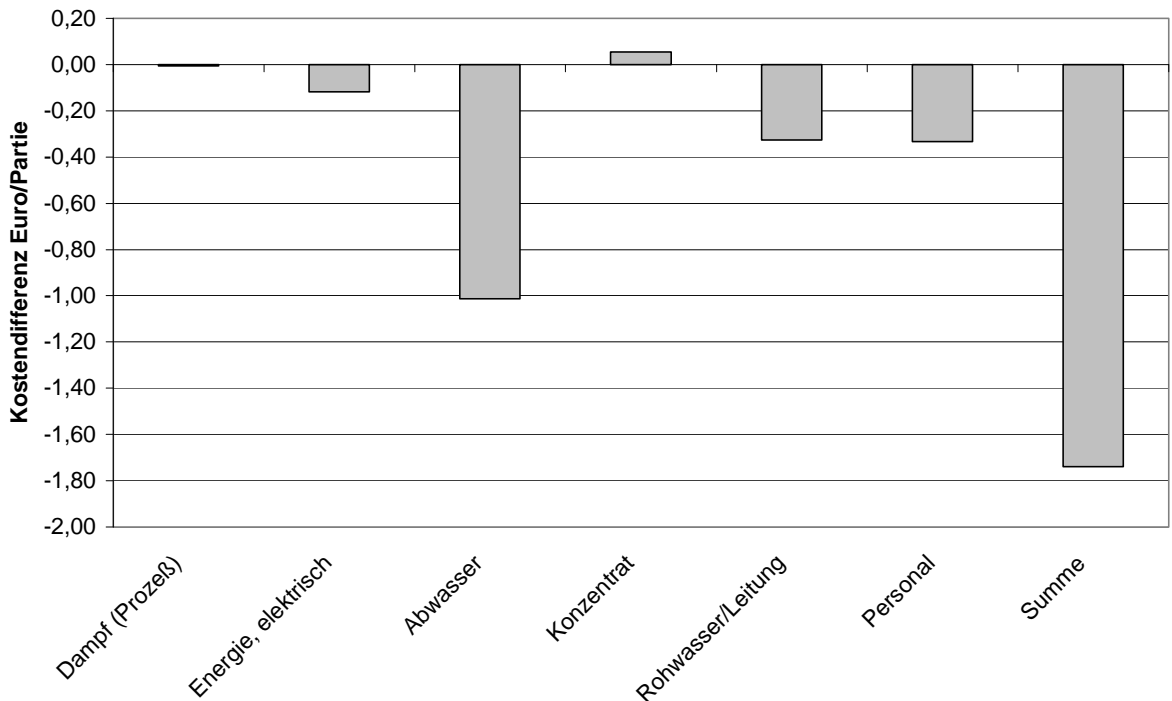


Abbildung 19: Kostenvergleich für den Einsatz der Ultrafiltration in der Anlagenkonfiguration mit weitergehender Wechselwirkung gegenüber dem Referenzzustand

Durch die Mitnutzung der Pumpen im Färbeapparat kann der Strombedarf reduziert werden. Als Mehrkosten fallen in diesem Fall noch die Kosten für die Konzentratversorgung an, die aber aufgrund der angenommenen höheren Aufkonzentrierung für eine geringere Menge anfallen werden. Die erwarteten Kostenreduzierungen liegen weiter unter dem Betrag, der durch die bereits realisierten Optimierungen am Färbeprozess erreicht werden konnte. Bei den angenommenen 5.000 Partien, die mit Einbeziehung der Ultrafiltration jährlich gefärbt werden können, ist eine Verringerung der Kosten um ca. 8.700 Euro jährlich zu erwarten. Aufgrund der geänderten Anlagenkonfiguration sind eventuell auch verringerte Fixkosten für die Amortisierung anzunehmen. Trotzdem sind die jährlichen Fixkosten bei einer angenommenen Nutzungsdauer von sieben Jahren im Bereich von 20.000 Euro bis 25.000 Euro zu erwarten. Die Amortisationsdauer liegt damit bei mindestens zehn Jahren und übersteigt die Nutzungsdauer, die Voraussetzungen für eine Umsetzung können auch bei dieser Konstellation trotz deutlicher Verbesserungen noch nicht erreicht werden.

Für sämtliche Vergleichspaare wurden auf der Basis der Stoff- und Energieflussmodelle auch ökologische Vergleich nach dem Prinzip der Ökobilanzierung durchgeführt. Als vorgeschaltete Prozesse wurden eine Dampferzeugung mit dem Energieträger

Erdgas und die Stromversorgung nach dem Strommix (Deutschland) ergänzt. Für die Abwasserbehandlung wurde eine Kläranlage mit biologischer Reinigung angenommen. Das Ergebnis für den Vergleich zwischen dem Ausgangszustand und dem optimierten Referenzzustand ist in der folgenden Abbildung dargestellt.

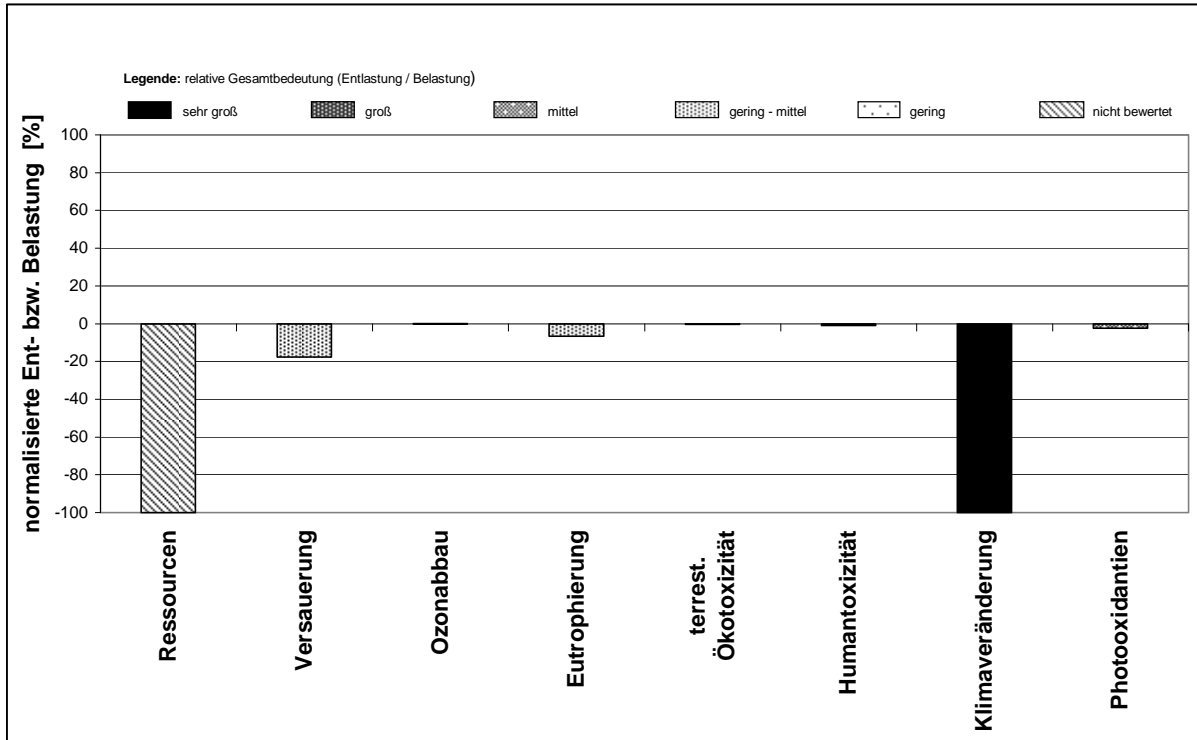


Abbildung 20: Vergleich der Umweltentlastungen und -mehrbelastungen für die Optimierung des Färbeprozesses - Verzicht auch ein Spülbad, Umstellung der reduktiven Nachreinigung

Für sämtliche Umweltkategorien können Vorteile erreicht werden. Die bedeutendste Verbesserung entfällt auf die Kategorie Klimaveränderung und ist auf den reduzierten Dampf- und Strombedarf durch den Wegfall eines heißen Spülbades zurückzuführen. Dies führt gleichzeitig auch zu einem reduzierten Ressourcenbedarf für den Prozess. In keiner Kategorie ist ein Mehrbedarf festzustellen, die Änderungen in den anderen Kategorien sind aufgrund der geringen relativen Beiträge allerdings weniger bedeutsam.

Beim Vergleich zwischen dem in den Pilotversuchen erprobten Anlagenzustand mit Ultrafiltration und dem Referenzzustand zeigt der Mehrbedarf beim Strom erhebliche Auswirkungen. Da Wasser als Ressource in Ökobilanzen nicht erfasst wird, führt dieser Mehrbedarf zu einem erheblich höheren Ressourcenverbrauch, sowie zu Mehrbelastungen in allen übrigen Kategorien, insbesondere beim Einfluss auf die Klimaänderung. Die Vernachlässigung von Wasser wird in der Fachwelt diskutiert. Die in früheren Jahren vorherrschende Meinung, dass Wasser im Gegensatz zu Ressourcen aus Lagerstätten nach einer Nutzung wieder zur Verfügung steht und eine mögliche Qualitätsveränderung reversibel ist führt derzeit noch dazu, dass Wassernutzung und mögliche Prozessoptimierungen in diesem Bereich nicht im Vergleich der Umweltauswirkungen sichtbar werden. In der folgenden Abbildung ist die graphische Zusammenstellung des Ergebnisses dargestellt.

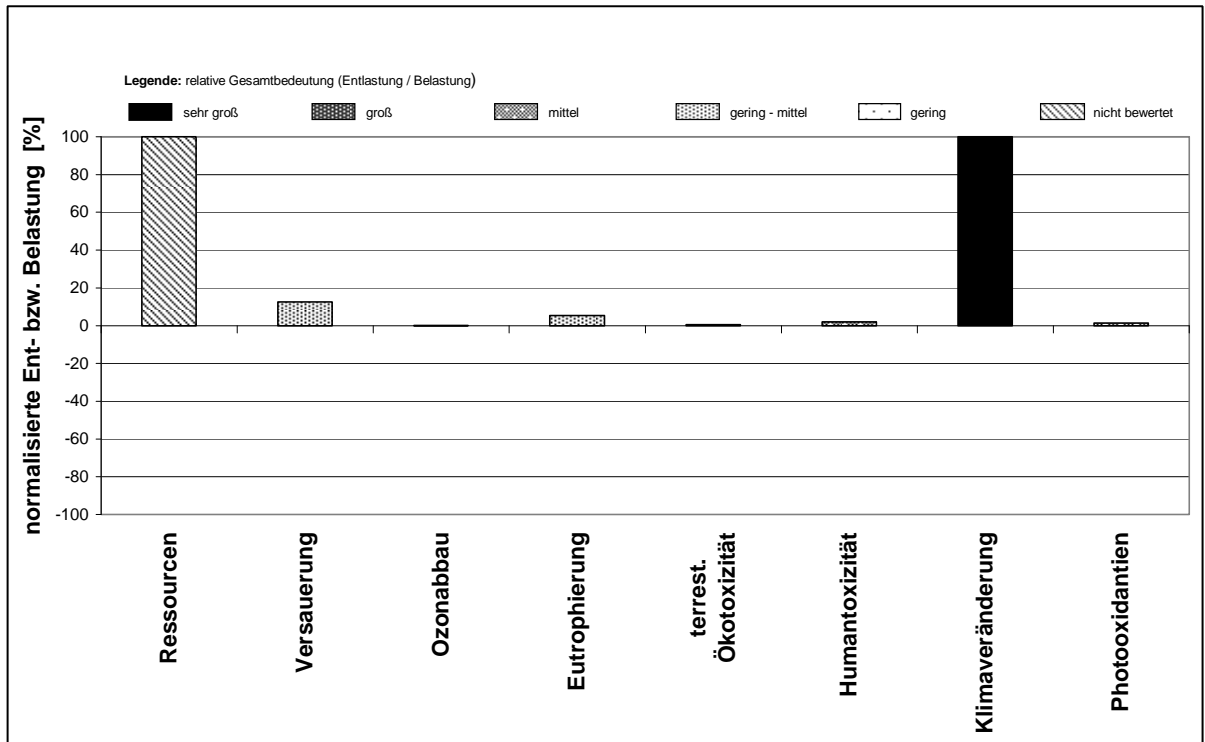


Abbildung 21: Vergleich der Umweltentlastungen und -mehrbelastungen für den Einsatz der Ultrafiltration in der Anlagenkonfiguration im Pilotzustand mit dem Referenzzustand

Die Anlagenkonfiguration im Pilotzustand führt also - unter dem Vorbehalt, dass die Veränderungen bei der Ressource Wasser nicht in den ökologischen Vergleich eingehen - zu einer Verschlechterung der Umweltsituation. Wenn dagegen, wie es auch aufgrund des Kostenvergleichs notwendig erscheint, eine weitergehende Wechselwirkung erreicht werden kann, zeigen sich im Vergleich mit dem Referenzzustand Vorteile, die vor allem auf den weiter reduzierten Stromverbrauch zurückzuführen sind. Dieser führt zu einem insgesamt reduzierten Ressourcenverbrauch sowie zu einer Entlastung in allen weiteren betrachteten Kategorien, besonders deutlich in der Kategorie Klimaveränderung. In der folgenden Abbildung ist die graphische Zusammenstellung der Ergebnisse dargestellt.

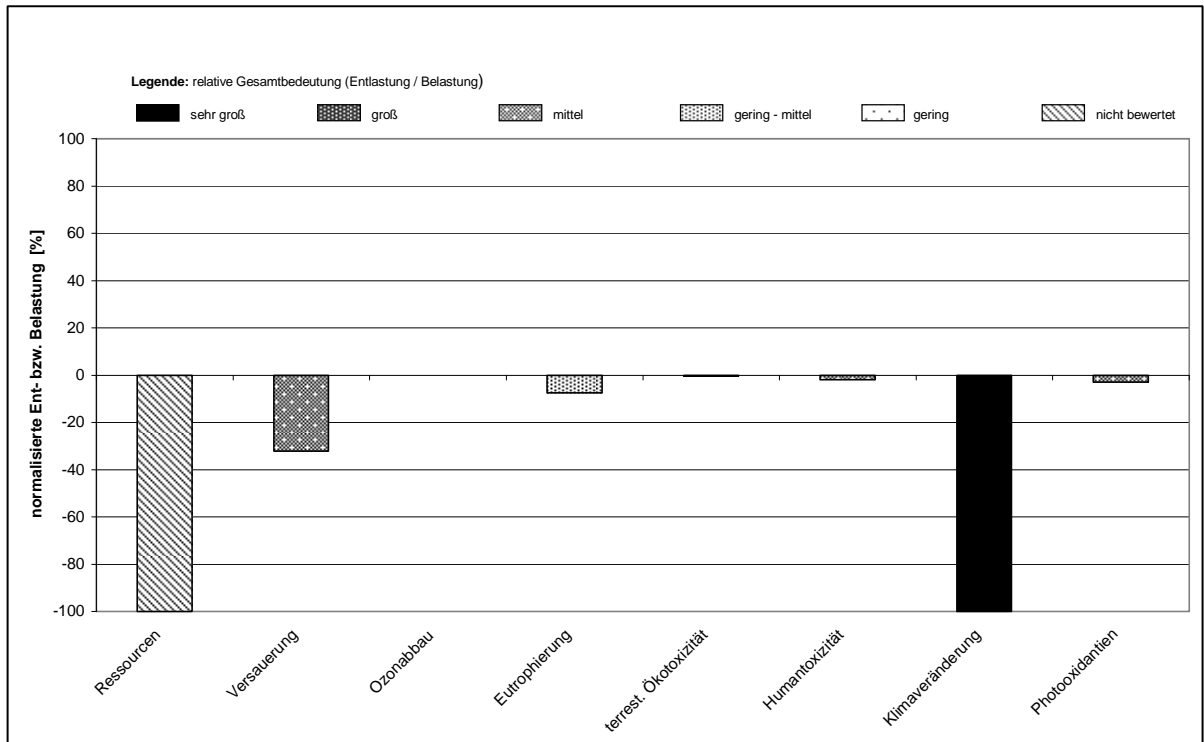


Abbildung 22: Vergleich der Umweltentlastungen und -mehrbelastungen für den Einsatz der Ultrafiltration in der Anlagenkonfiguration mit weitergehender Wechselwirkung gegenüber dem Referenzzustand

Beim Umweltvergleich zeigt die aus Kostengründen derzeit noch nicht attraktive Anlagenkonfiguration mit weitergehender Wechselwirkung durchaus Vorteile. Es zeigt sich, dass der Einsatz von Recyclingtechnik zur innerbetrieblichen Schließung von Stoffkreisläufen nicht an sich schon zu einer Umweltentlastung führt, vielmehr ist die Schnittstelle zum Produktionsprozess ein wichtiger Parameter.

Aus Kostensicht ist das online-Spülen auch bei einer weitergehenden Wechselwirkung derzeit aus Sicht des Produktionsbetriebes nicht attraktiv. Da die Kosten für Frisch- und Abwasser im Vergleich zu Farbstoffen und Hilfsmitteln gering sind, kann durch Wasserrecycling keine ausreichend hohe Einsparung erreicht werden. Diese wäre eher möglich, wenn das Färbebad mit einem hohen Anteil der Dispergierhilfsmittel, aber ohne Farbstoffe für eine Recyclingfärbung verwendet werden könnte. Der für die wirtschaftliche Umsetzbarkeit notwendige einhundertprozentige Farbstoffrückhalt bei gleichzeitiger Rückführung der Dispergierhilfsmittel konnte im Projekt auch beim Einsatz der adsorbierenden Filtration mit Aktivkohle nicht erreicht werden. Ein möglicher Vorteil des online Spülens kann bei einer Änderung der Ausgangssituation darin liegen, dass ein Hauptstrom geringer belastetes Abwasser anfällt und die Fracht über ein Konzentrat einer gezielten Entsorgung zugeführt werden kann. Wenn aufgrund von Genehmigungsaufgaben eine Einleitung des unbehandelten Abwassers nicht möglich ist, kann die Abtrennung und Behandlung eines konzentrierten Teilstroms im Vergleich mit einer Behandlung des Gesamtabwassers aus Umwelt- und Kostensicht vorteilhaft sein.

1.2 Heiß-Nanofiltration bei der Reaktiv-Nachwäsche im Kontinuumverfahren

Mit den Arbeiten an der Reaktiv-Nachwäsche konnte im Vorgänger-Projekt PIWATEX gezeigt werden, dass Umstellungen am Waschprozess zur Verbesserung des Wascheffektes führen und damit ein zweiter Durchgang bei mittleren Farbtönen verzichtbar wird. Die damit einhergehende Einsparung von Zeit, Wasser sowie Wärme für das Aufheizen und Strom für den Antrieb der Waschmaschine führt zu Kosteneinsparungen und zu einer verringerten Umweltbelastung. Bei dunklen Farbtönen reichte jedoch das zusätzlich installierte Zwischenabteil nicht aus, um den Wascheffekt so entscheidend zu verbessern, dass auch in diesem Fall ein zweiter Waschkreislauf entfallen kann. Ziel der weiteren Untersuchungen war es daher, durch eine veränderte Entwässerungstechnik mit einer Vakuumsauganlage einen besseren Stoffaustausch und damit eine Prozessverbesserung zu erreichen. Parallel dazu wurde vom Kooperationspartner EnviroChemie der Einsatz der Heiß-Nanofiltration vorbereitet. Durch die Rückführung des Filtrats in den Prozess wird wie im Vorläuferprojekt PIWATEX eine weitere Verbesserung des Wascheffektes erwartet, sodass durch die kombinierte Anwendung dieser Maßnahmen ein zweiter Durchgang grundsätzlich entfallen kann.

1.2.1 Einsatz der Vakuumsaugtechnik

Die Vakuumsauganlage besteht aus einem oder zwei Saugbalken mit einem Schlitz, dessen Breite eingestellt werden kann, sowie der Pumpstation, an der die Druckdifferenz eingestellt wird. Vor dem Absaugen wird die Ware durch einen Trog geführt bzw. mit Hilfe einer Spritz- oder Übergießvorrichtung mit Flotte benetzt. In der folgenden Abbildung ist der Saugbalken mit der Übergießvorrichtung bei der Anwendung an der Waschmaschine dargestellt. Die Ware durchläuft die Waschmaschine von rechts nach links, nach dem Passieren des Saugbalkens ist deutlich die Veränderung an der Oberfläche zu erkennen.



Abbildung 23: Saugbalken des Anbieters OPTITEXMA AB

Für die Pilotphase stand zur Erprobung eine Pumpstation mit einem einzelnen Saugbalken zur Verfügung. Dieser wurde an zwei Stellen des Waschprozesses versuchsweise eingesetzt. In der folgenden Abbildung ist zunächst der Ausgangszustand dargestellt. Zwischen dem zweiten und dritten Abteil ist bei der Waschmaschine ein größerer Abstand, in dem beim Vorläuferprojekt ein kleines Zwischenabteil mit einer Umlenkrolle platziert wurde. Dieses Zwischenabteil ist auch zu Beginn der Folgeuntersuchungen noch vorhanden, es wurde jedoch im Regelbetrieb umfahren, d.h. die Ware wurde wie die folgende Abbildung zeigt direkt von Abteil 2 nach Abteil 3 geführt. Das heiße Abwasser läuft an Abteil 1 ab und wird über einen Wärmetauscher geführt. Das Abwasser aus dem vorgeschalteten Netztrog hat eine geringere Temperatur, da in diesem Fall keine Wärmerückgewinnung möglich ist, wird es separat abgeleitet.

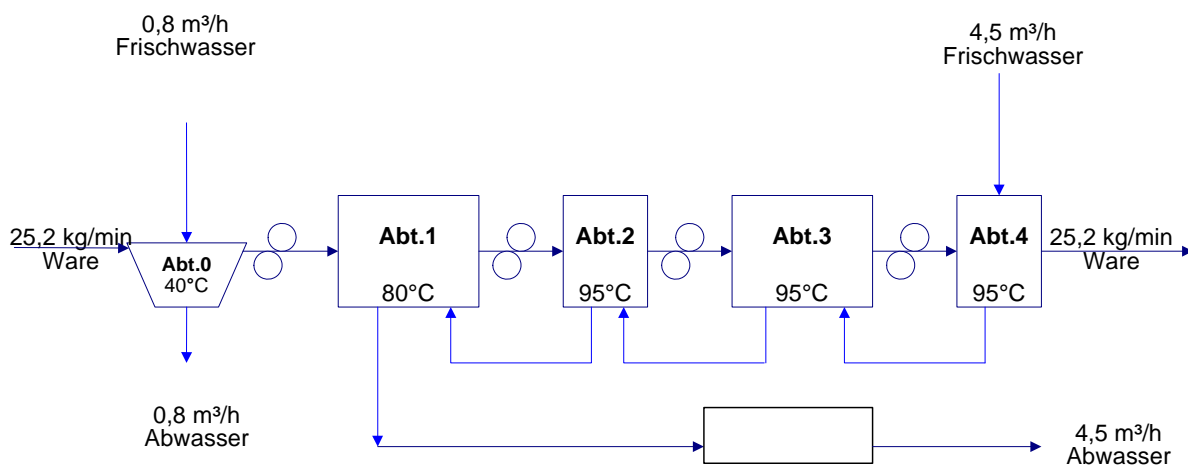


Abbildung 24: Schematische Darstellung des Waschprozesses mit den Einstellungen zum Beginn des Projektes PIWATEX2 (Warenlauf von links nach rechts)

Zunächst erfolgte der Einsatz des Saugbalkens hinter dem ersten Waschabteil, wo noch eine große Menge Farbstoffhydrolysat, Alkali und Färbehilfsmittel auf dem Textil vorhanden ist. Der Saugbalken war unmittelbar hinter dem Foulard vor dem zweiten Waschabteil angeordnet. In einem Abstand von ca. 40 cm vor dem Saugschlitz, über den die Waschware in breiter Form geführt wurde, wurde heißes Waschwasser zur Simulation des Einsatzes von heißem Filtrat aus der Heiß-Nanofiltration über die gesamte Warenbreite auf die Waschware aufgetragen. Bis zum Erreichen der Saugung war das Waschwasser in die Ware penetriert. Über die Messparameter Farbigkeit der Bäder, CSB-Wert, pH und Leitfähigkeit wurde für alle Bäder der durchschnittliche Waschwirkungsgrad ermittelt. Durch den Einsatz der Saugung an dieser Stelle konnte der Waschwirkungsgrad insgesamt von 60% auf 75% verbessert werden. Dies reichte jedoch nicht aus, um eine zweite Waschpassage bei dunklen Partien zu vermeiden. Als Indikator hierfür wurde neben dem Wascheffekt der Waschmaschine insgesamt die Farbigkeit des letzten Waschabteils herangezogen. Nur wenn der hier festgestellte Wert eine geringe Restverschmutzung der Ware anzeigt, können die geforderten Waschechtheiten als notwendiges Qualitätsmerkmal erreicht werden. Im letzten Waschabteil lag die Farbzahl, berechnet als gewichtetes Mittel der Durchsichtsfarbzahlen (DFZ), noch deutlich über 100 m^{-1} .

Der Saugbalken wurde daraufhin verlegt und vor dem dritten Waschabteil hinter das im Vorgängerprojekt zusätzlich eingerichtete kleine Rollenküfenabteil angebracht. Über ein Spritzrohr wurde Waschwasser auf die Ware vor dem Eintritt in das kleine

Rollenkufenabteil gegeben. Das Wasser hat aus technischen Gründen nur eine maximale Temperatur von 50 bis 60 °C. Die Absäuerung der Ware, die vorher am Ende der Maschine erfolgte, wurde ebenfalls in dieses Abteil verlegt. Durch Zudosierung von Zitronensäure wird der Zulauf auf ca. pH 4 eingestellt. Diese Maßnahme lässt eine verbesserte Waschwirkung erwarten, bringt aber bei Unterschreiten eines pH-Wertes von ca. 8 auf der Ware die Gefahr von Ausfällungen der Kieselsäure mit sich. Daher erfolgt die Zudosierung der Zitronensäure über eine pH-Steuerung. Bei den Versuchen werden die Ware und die Maschine hinsichtlich ausfallender Kieselsäure sehr genau beobachtet. Geringe Mengen an kolloidaler Kieselsäure können sich an den Umlenkwalzen und den Innenwänden als weißer, unlöslicher Belag niederschlagen. Dies würde wegen der dann erforderlichen aufwändigen mechanischen Reinigungsarbeiten an der Waschmaschine den Erfolg der Maßnahme in Frage stellen. Im weiteren Projektverlauf war der Kieselsäuregehalt auch wegen der membranschädlichen Wirkung zu untersuchen (siehe auch Tabelle 7). Die Bilanzierung der Zu- und Abläufe am Zusatzabteil ist in der folgenden Abbildung dargestellt. Die Ware durchläuft das Abteil von rechts nach links.

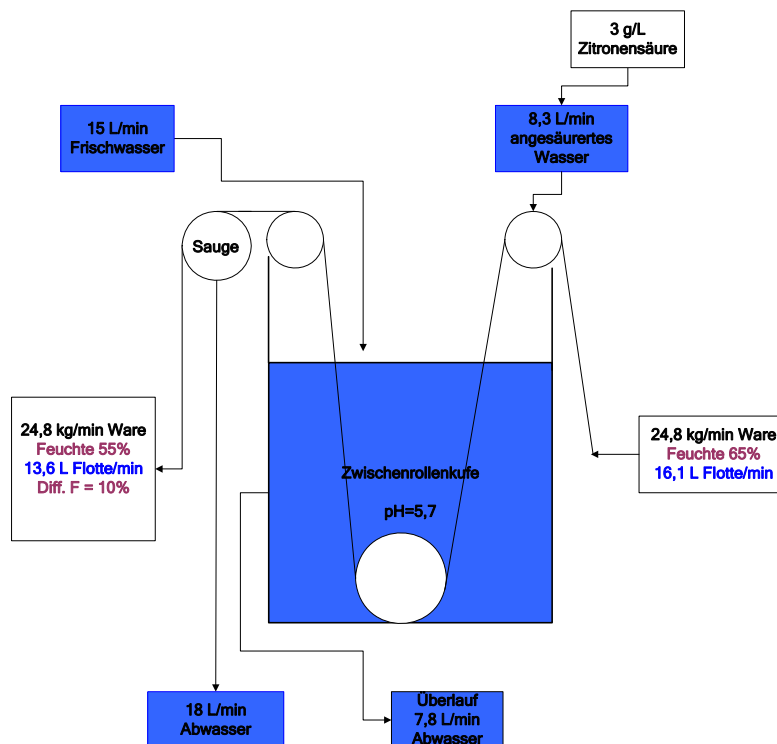


Abbildung 25: Bilanz für das Zwischenabteil mit Saugbalken (Warenlauf von rechts nach links)

Der durchschnittliche Waschwirkungsgrad konnte durch diese Umstellung nochmals auf jetzt über 80% gesteigert werden. Im letzten Waschabteil liegt die Farbzahl des Waschwassers jetzt bei 50 m^{-1} , so dass der zweite Waschgang nur noch bei sehr dunklen Färbungen (schwarz, marine und sehr dunkle kräftige Farbtöne) notwendig ist. Nach Vorlage einer Wirtschaftlichkeitsbetrachtung wurde vom Praxispartner entschieden, die Sauge fest zu installieren und zusätzlich einen zweiten Saugbalken in den Waschprozess zu integrieren. Dieser wurde hinter dem Vortrog vor dem ersten Waschabteil eingebaut, da an dieser Stelle die Fracht auf der Ware und damit der beim Extrahieren zusätzlich erwartete Effekt noch sehr hoch sind. Während aller Waschprozesse, also auch bei den nicht farbigen Waschprozessen der Vorbehandlung, ist nun die Vakuumsauganlage in Betrieb.

Im nun erreichten Stand der Optimierung, bei dem zwei Saugbalken zur Erhöhung der Waschwirkung zum Einsatz kommen, wird das Zwischenabteil ganz in den Waschprozess einbezogen, da bei dieser Anordnung in Verbindung mit einer vorgezogenen Zudosierung der Zitronensäure der erforderliche Abstand zwischen dem Wasserzulauf und dem Saugbalken eingehalten werden kann.

Die folgende Abbildung zeigt den jetzigen Stand des Waschprozesses für helle bis mittlere Partien.

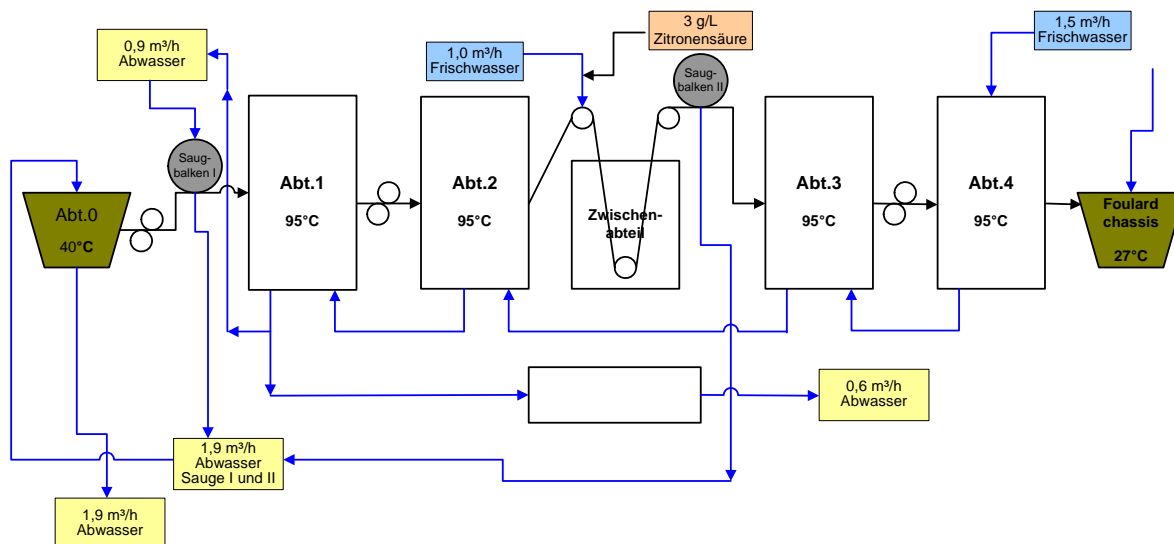


Abbildung 26: Schematische Darstellung des Waschprozesses mit den Einstellungen nach der Prozessoptimierung durch Einsatz der Saugbalken

Durch die Optimierung des Prozesses und den Einsatz der zwei Saugbalken, wovon der erste mit dem Waschwasser aus dem ersten Waschabteil gespeist wird, ist eine sehr hohe Prozesseffizienz hinsichtlich Wasser-, Energie- und Zeitbedarf erreicht worden. Das heiße Wasser, das vor der zweiten Saugung zugegeben wird, soll zukünftig durch das Filtrat aus der Heiß-Nanofiltration ersetzt werden. Die Zulaufmengen an der Waschmaschine bildeten daher auch die Grundlage der Bilanzierung für die Auslegung der Heiß-Nanofiltration und die ökologisch-ökonomische Betrachtung.

1.2.2 Weitere Untersuchungen zur Prozessoptimierung und Vorbereitung zum Einsatz der Heiß-Nanofiltration

Als Vorbereitung für die spätere Einbindung der Heiß-Nanofiltration wurden weitere Untersuchungen zum Waschprozess unter dem Standpunkt der Qualitäts- und Kostenoptimierung vorgenommen. Insgesamt sollte damit ein weit fortgeschrittener Stand des Waschverfahrens erreicht werden. Ziel war dabei auch die technische Ertüchtigung der Waschmaschine und eine Auslegung der Mess- und Steuerelemente. Dazu wurden über einen längeren Zeitraum wichtige Prozessparameter aufgenommen und in einer Auswertung die Ergebnisse des Wassermengenverbrauches pro Warengewicht und pro Warenlänge dargestellt. Dabei zeigte sich, dass die Zulaufmenge des Frischwassers am Abteil 4 zwar nach dunklen und hellen Partien unterschieden wurde, das Warengewicht aber nicht bei der Einstellung berücksichtigt wurde. Folglich zeigt sich eine Tendenz, dass niedrige Warengewichte mit einem höheren spezifischen Wasserverbrauch einhergehen. In der folgenden Tabelle sind die Ergebnisse für eine Serie von Partien mit relativ geringem Warengewicht und für eine Serie mit höherem Wa-

rengewicht gegenübergestellt. Die Intensität der Färbung war bei beiden Partierserien vergleichbar, wie auch die Messungen der Farbstufen im letzten Abteil und im Extrakt der Ware, der mit einem Morapex-Gerät erzeugt wurde, erkennen lassen. Angestrebt wird in Zukunft eine Reduzierung der Zulauftrate insbesondere für leichte Ware, so dass der spezifische Wasserverbrauch für vergleichbare Färbungen bei leichter und schwerer Ware annähernd übereinstimmt. Das Einsparpotenzial beim Wasserverbrauch und Abwasseranfall sowie beim Wärmebedarf hängt davon ab, wie hoch die Anteile der verschiedenen Warengewichte im Artikelmix sind. Dabei sind im Zeitverlauf modebedingte und saisonale Schwankungen zu erwarten.

Tabelle 7: Vergleich von Partiedaten

	Summe Partien A	Summe Partien B
Gesamtwarengewicht [kg]	4.693	5.845
Gesamtpartielänge [m]	15.655	15.480
Durchschnittliches Warengewicht [g/m]	300	380
Spezifischer Wasserverbrauch [L/kg]	6,0	5,0
Farbstufe des Waschwassers im Abteil 4	5	5
Farbstufe des Morapex-Extraktes	7	7

Die Summe der Optimierungsmaßnahmen an der Waschmaschine hat dazu geführt, dass ein zweiter Waschkurs nur noch in den seltenen Ausnahmefällen erforderlich ist, wenn das geforderte Qualitätsniveau nach einem Waschkurs nicht erreicht wurde. Gleichzeitig konnten die Wassermengen deutlich reduziert werden. Der Wasserverbrauch wird bereits nach hellen und dunklen Färbungen unterschieden, eine Unterscheidung nach Warengewicht erscheint umsetzbar. Mit der Wassermengenreduzierung geht auch eine erhebliche Einsparung an Wärmeenergie einher.

In der folgenden Tabelle sind die Änderungen beim Frischwasser- und Tensidzulauf sowie bei der Energiebereitstellung als Wärmeenergie und als benötigte Dampfmenge gegenübergestellt. Als Grundlage wurde eine Ware mit mittlerem Warengewicht von etwa 360 g/lfdm verwendet. Der Ausgangszustand bezeichnet die Ist-Situation zu Beginn des Vorläuferprojektes, als im dritten Abteil noch ein Waschhilfsmittel (Builder) verwendet wurde, das nach der Verringerung der Wasserzuläufe und der damit einhergehenden Temperaturerhöhung verzichtbar wurde. Für helle Partien wurde bereits zu Beginn der Untersuchungen nur eine Waschkurs benötigt, für dunkle Partien wurden bei der zweiten Passage die Einstellungen unverändert gelassen und auch das Hilfsmittel eingesetzt.

Die Einsparungen an Wasser und Wärmeenergie sind erheblich und betragen durchschnittlich 80%. Für die Bilanzierung ist zusätzlich zu berücksichtigen, dass mit der Einsparung des zweiten Waschkurses bei einem Anteil von 50% dunklen Partien insgesamt ein Zeitersparnis von 25% verbunden ist, die sich bei einer Kostenrechnung ebenfalls bemerkbar macht. Bei einer durchschnittlichen Länge der Partien von

2.000 Metern und einer durchschnittlichen Zeit für einen Partie-/Kaulenwechsel von 10 Minuten können im Dreischichtbetrieb vor der Prozessverbesserung max. 24 Partien pro Tag gewaschen werden, 8 davon als zweiter Waschdurchgang. Im verbesserten Waschprozess sind es 32 Partien.

Tabelle 8: Gegenüberstellung der Prozessbedingungen und des Wasser- und Energieverbrauches für einen Waschgang einer Kontinuwäsche von Baumwoll-Reaktivfärbungen

	Ausgangszustand helle Färbung	Ausgangszustand dunkle Färbung	Optimierter Zustand helle Färbung	Optimierter Zustand dunkle Färbung	Durchschnittliche Veränderung*
Warengeschwindigkeit	40 m/min	40 m/min	60 m/min	60 m/min	+50%
Warenmenge (360 g/lfdm)	14,4 kg/min	14,4 kg/min	21,6 kg/min	21,6 kg/min	+50%
Verbrauch Frischwasser		2 *			
-zeitbezogen	118,3 L/min	118,3 L/min	40 L/min	85 L/min	hell: -77% dunkel: -76%
-warenbezogen	8,2 L/kg	16,4 L/kg	1,9 L/kg	3,9 L/kg	
Verbrauch Hilfsmittel		2 *	-	-	
-zeitbezogen	110 g/min	110 g/min	-	-	- 100 %
-warenbezogen	7,6 g/kg	15,2 g/kg	-	-	
Einsatz Wärmeenergie		2 *			
-zeitbezogen	46,0 MJ/min	46,0 MJ/min	9,5 MJ/min	15,7 MJ/min	hell: -86% dunkel: -89%
-warenbezogen	3.200 kJ/kg	6.400 kJ/kg	440 kJ/kg	730 kJ/kg	
Dampfverbrauch		2 *			
-zeitbezogen	22,0 kg/min	22,0 kg/min	4,5 kg/min	7,5 kg/min	hell: -86% dunkel: -87%
-warenbezogen	1,5 kg/kg	3,1 kg/kg	0,2 kg/kg	0,4 kg/kg	

*warenbezogen, mit Berücksichtigung eines zweiten Waschdurchgangs, 50% Anteil helle Partien angenommen; - = Abnahme, + = Zunahme im optimierten gegenüber dem Ausgangszustand. Bei dunklen Färbungen wird im Ausgangszustand der Wärmetauscher genutzt.

Für den Einsatz der Heiß-Nanofiltration galt es, eine geeignete Stelle für die Entnahme des Feeds aus dem Waschprozess festzulegen. Wie im Vorläuferprojekt wurde dafür zunächst das zweite Abteil vorgesehen. Eine wichtige Voraussetzung ist, dass der Füllstand in diesem Abteil durch ausreichende Bemessung der Zuläufe stets ein gefordertes Mindestniveau erreicht. Der weitere Ansatz zur Prozessoptimierung bezog sich daher auf die Verwendung des Wassers aus der Saugung 2 (nach dem kleinen Rollenrückenabteil vor Waschabteil 3, in der Abbildung der Teilstrom links unten) im Waschprozess. Dieses soll von der Saugung zu Waschabteil 2 geleitet werden. Wenn das Filtrat dann wieder vor der Saugung eingesetzt wird, sollte auf diese Weise ein „interne Wasserkreislauf“ entstehen. Eine Umsetzung dieses Ansatzes musste zurückgestellt werden, weil das Abwasser von beiden Saugbalken in der Pumpstation vermischt wird und eine separate Erfassung nicht möglich ist. Da der Ablauf des ersten Saugbalkens

für die Heiß-Nanofiltration eine zu hohe Belastung mit potenziell membranschädlichem Silikat aufweist, ist nach der Vermischung für diesen Saugenablauf nur noch eine Anwendung direkt zu Beginn der Waschmaschine im Netztrog möglich.

Als eine wichtige Voraussetzung für den Einsatz der Heiß-Nanofiltration war die Bestimmung der Wasserglaskonzentration intensiv durchzuführen. Auf der Grundlage der Ergebnisse sollte entschieden werden, an welcher Stelle im Waschprozess die Entnahme von Waschwasser für einen gefahrlosen Einsatz der Heiß-Nanofiltrations-Anlage erfolgen kann. Die Heiß-Nanofiltration sollte ohne Vorfiltration betrieben werden. Das bedeutete einen Verzicht auf das Feinsieb im Kreislaufstrom der Membrananlage, das im ursprünglichen Projekt zum Schutz des NF-Wickelmoduls vor partikulären Ablagerungen in das Anlagenkonzept integriert war. Wegen klebriger Ablagerungen bereitete dieses Feinsieb große Schwierigkeiten und erwies sich als Hindernis für einen dauerhaften und wirtschaftlichen Betrieb der Heiß-Nanofiltration, da die Rückspülung und demzufolge auch die Filtrateleistung zu keinem Optimum geführt werden konnten. Ohne Vorfiltration des Waschwassers vor der Membranfiltration muss jedoch sichergestellt sein, dass das im Färbeprozess verwendete Wasserglas zu keinen irreversiblen Kieselsäure-Ablagerungen auf den Membranen führt. Die Ergebnisse sind in der folgenden Tabelle zusammengefasst.

Tabelle 9: Analyseergebnisse zur Wasserglaskonzentrationsbestimmung

Abteil	pH	Leitfähigkeit	FZ [m^{-1}]	Silikat [g/L]
Abt.0	11,0	9,0	3363	3,35
Abt.2	11,8	3,2	1053	0,32
Abt.3	8,4	0,8	307	0,078
Abt.4	8,3	0,8	137	0,015

Der Gehalt an Wasserglas und Alkali entlang des Warenlaufes durch die Waschmaschine sinkt offensichtlich rasch ab. Mit den vorliegenden Ergebnissen wurde das dritte Abteil als Stelle zur Entnahme des Feeds für die Heiß-Nanofiltrations-Anlage festgelegt. Die Wasserglaskonzentration ist dort kleiner 0,1 g/L. Die Konzentration an SiO_2 ist damit so niedrig, dass keine Gefahr der Ausfällung mehr besteht und der pH-Wert durch eine gezielte Zugabe von Zitronensäure in dem vorgeschalteten Zwischenabteil auf ca. pH 7 eingestellt werden kann. Da im kleinen Rollenkuferabteil eine Neutralisation der Waschware mit Zitronensäure erfolgt, muss sichergestellt sein, dass im Abteil 3 der pH-Wert 8 nicht unterschritten wird.

Die geplante Wasserführung nach der Optimierung und mit der Heiß-Nanofiltration, wie sie nach den Erkenntnissen der Vorarbeiten eingerichtet werden sollte, ist in der folgenden Abbildung dargestellt.

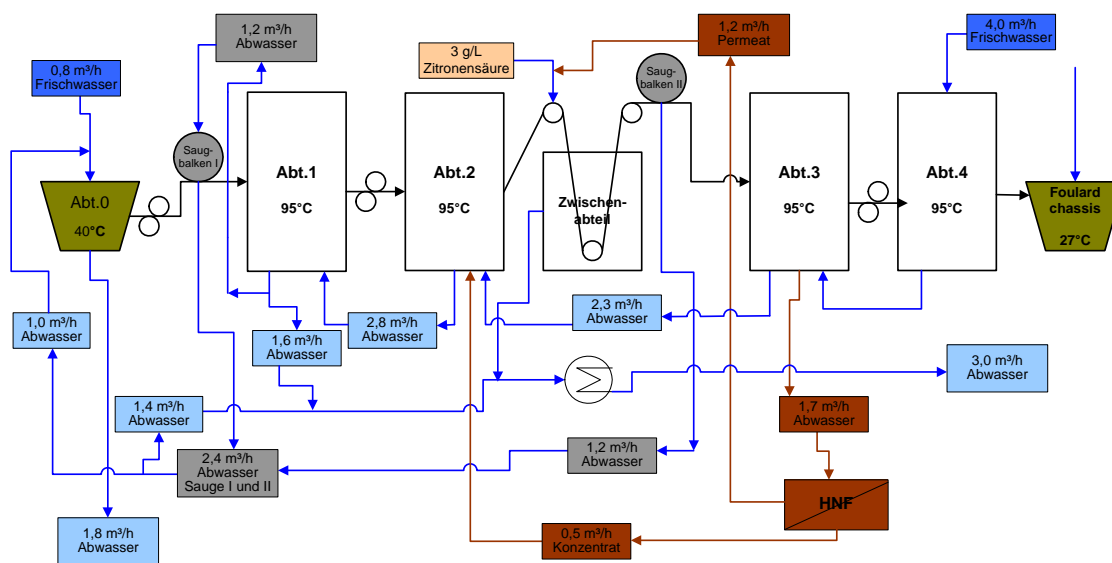


Abbildung 27: Schematische Darstellung des Waschprozesses mit den Einstellungen nach der Prozessoptimierung durch Einsatz der Saugbalken und bei Einsatz der Heiß-Nanofiltration (Warenlauf von links nach rechts)

Parallel zu den Prozessoptimierungen an der Waschmaschine wurden umfangreiche Untersuchungen mit unterschiedlichen Nanofiltrations-Membranen durch den Kooperationspartner EnviroChemie durchgeführt. In die Vorauswahl wurden sowohl Keramik- als auch Polymermembranen in einer Ausführung als Hohlfasermodule einbezogen. Damit wurde eine geringere Verblockung erwartet als bei den im Vorläuferprojekt verwendeten Wickelmodulen. Eine NF-Keramik-Membran erwies sich wegen der thermischen und chemischen Beständigkeit als am besten geeignet, obwohl kein vollständiger Farbstoff-Rückhalt erreicht wurde. Ihr wurde dennoch gegenüber den polymeren Membranen der Vorzug gegeben. Diese Entscheidung wird unterstützt durch den zu erwartenden höheren Filtratfluss sowie dadurch, dass durch die Verwendung von Rohrmodulen ein Verzicht auf ein Feinsieb im Gesamtkonzept der Pilotanlage ermöglicht wird. Die höheren spezifischen Kosten für keramische Werkstoffe gegenüber einer Polymermembran werden durch die höhere Packungsdichte (höhere spezifische Membranfläche pro Modul) ausgeglichen und führen dadurch sogar zu geringeren Gesamtkosten.

Die Pilotanlage wurde aufgrund der Vorarbeiten von dem Kooperationspartner EnviroChemie zum Hochdruckkreislauf unter Beibehaltung der Außenabmessungen der aus dem Vorläuferprojekt bestehenden Anlage überarbeitet. Anstelle des bestehenden Hochdruckmoduls (Wickelmodul aus Polymermembranen) wurde eine Membranfläche von $A = 5,25 \text{ m}^2$ bestehend aus drei hintereinander geschalteten NF-Keramikmodulen (HITK) mit je $1,75 \text{ m}^2$ Membranfläche (7 Keramikstäbe \times $0,25 \text{ m}^2$ Fläche) eingerichtet. Zur Abscheidung von Flusen wird das Abwasser über ein Schwingsieb (Maschenweite $30 \mu\text{m}$) geführt. Die zurückgehaltenen Partikel werden durch die Bewegungen des Siebes zum Überlauf befördert und abgeschieden. Eine Voraussetzung für den Einsatz von keramischen Membranen ist, dass die Temperatur für die Rückspülung durch einen beheizten Vorlagenbehälter eingestellt werden kann. Die keramischen Stäbe reagieren empfindlich auf große Temperaturschwankungen, so dass nur mit Wasser gespült werden sollte, welches maximal um $\Delta 10^\circ\text{C}$ von der Feedtemperatur abweicht.

1.2.3 Versuche mit der Heiß-Nanofiltrationsanlage

Nach Inbetriebnahme der Pilotanlage und Anschluss an die Waschmaschine wurde die im ersten Schritt mit Vorversuchen in Batch-Fahrweise betrieben. Der Zulauf verändert sich dabei nicht, sondern stellt eine vergleichmäßigte Stichprobe dar; Anlagenparameter wie Temperatur und Druck können selektiv variiert werden. Bei den anschließend begonnenen kontinuierlichen Versuchen ändert sich die Feedzusammensetzung dagegen, insbesondere in der Folge von Partiewechseln. Für die Pilotversuche wurden alle drei Module in Hintereinanderschaltung mit Waschwasser aus dem dritten Waschabteil beschickt, das aufgrund seiner vergleichsweise geringen Restbelastung mit Silikat ausgewählt worden war. Die Temperatur betrug im Hochdruckkreislauf bedingt durch die räumlichen Gegebenheiten (großer Abstand zwischen Pilotanlage und Zulauf zur Waschmaschine) während der Versuchsphase durchschnittlich 65 °C, der transmembrane Druck lag unter 5 bar. Die Zulaufmenge wurde bei 520 L/h gehalten. Die Permeatmenge war konstant 500 L (Ausbeute: 97%) und der Rückhalt der Membran bezogen auf die Farbigeit lag bei annähernd 85-90%. Die Farbigeit des Permeates ist erheblich geringer als die Farbigeit des Waschwassers im letzten Waschabteil der Waschmaschine.

Weitere Versuche wurden mit gesteigertem Druck durchgeführt. Jedoch konnte dann wegen der begrenzten Pumpenleistung nur zwei (10 bar) bzw. ein (15 bar) Modul betrieben werden. Die Permeatmenge blieb jeweils gleich. Die Aufkonzentrierung der jeweils im Batch durchgeführten Versuche lag immer bei 97%. Die nachfolgende Abbildung zeigt den photometrisch ermittelten Farbstoffrückhalt geordnet nach der Helligkeit der Farbe der Waschartie.

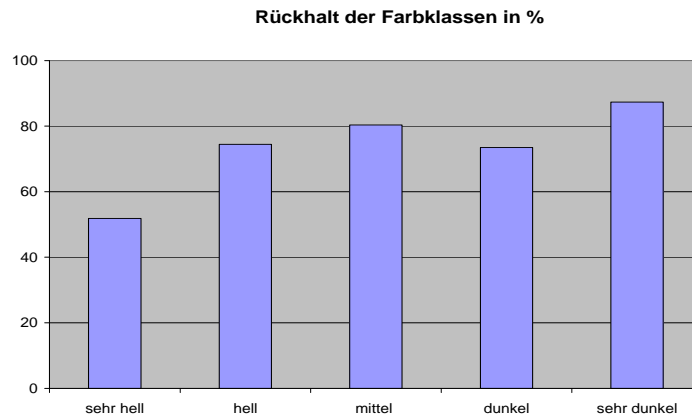


Abbildung 28: Farbstoffrückhalt der Nanofiltrationsmembran geordnet nach der Helligkeit der Baumwollgewebefärbung. Insgesamt ausgewertet: 62 Batch-Versuche mit drei bzw. zwei Modulen und einem Modul bei unterschiedlichem transmembranen Druck und mit einer Aufkonzentrationsrate von jeweils 97%.

Der Farbstoffrückhalt ist insgesamt geringer und liegt nur noch bei ca. 80%. Bei hellen Färbungen ist ein niedrigerer Wert zu beobachten. Dieser wirkt sich allerdings nicht negativ aus, die Farbigeit des Filtrats ist aufgrund der geringen Färbung des Feeds ausreichend klein. Das Permeat vom Waschwasser heller und sehr heller Färbungen weist nur noch eine Färbung von kleiner 5 m^{-1} auf und ist praktisch farblos.

Mit zunehmend dunkler Farbe der Waschware steigt der Rückhalt an Farbstoffhydrolysat an der Membran an.

Mit zunehmendem Druck nimmt der Farbstoffrückhalt erwartungsgemäß ab. Bei dunklen und sehr dunklen Färbungen weist das Permeat dann noch eine Färbung von ca. 20 bis 30 m^{-1} (als gewichteter Mittelwert der Farbzahl) auf, was weiterhin einer geringen Färbung entspricht. Ein (teilweiser) Ersatz des im letzten Waschabteil zum Einsatz kommenden Frischwassers durch Permeat wurde aufgrund dieser Zwischenergebnisse in den anschließend durchgeführten kontinuierlichen Versuchen umgesetzt.

Erste kontinuierliche Versuche zum Einsatz der Heiß-Nanofiltration wurden unter Verwendung aller drei Module und unter Einhaltung einer Permeatleistung von 600 L durchgeführt. Die Ergebnisse sind in der nachfolgenden Abbildung als Farbigkeit der Waschabteile der zweiten Hälfte der Waschmaschine zusammengefasst. Das Waschwasser des dritten Waschabteiles wurde weiterhin als Feed für die Heiß-Nanofiltration verwendet. Das Konzentrat wurde zu diesem Zeitpunkt verworfen.

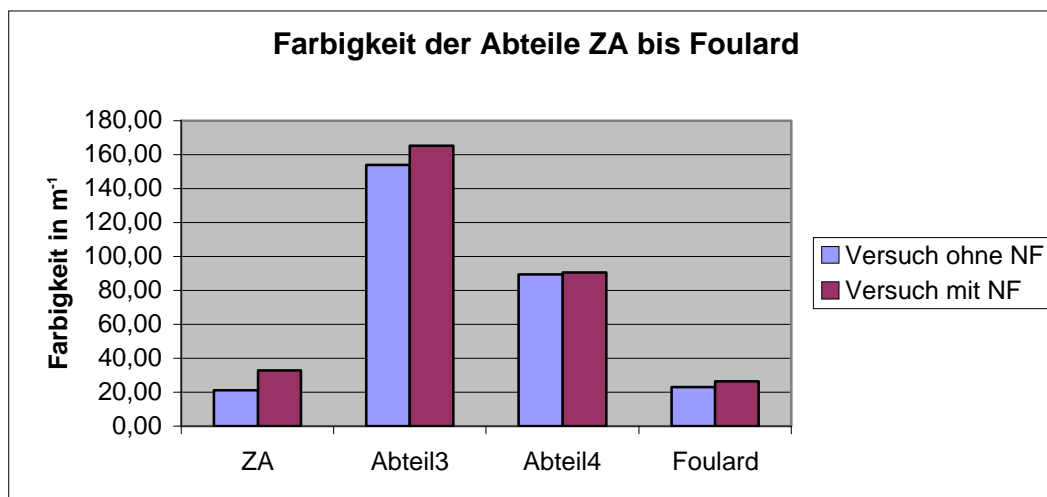


Abbildung 29: Farbigkeit des Waschwassers der Abteile der zweiten Hälfte des Waschprozesses ohne und mit Verwendung von Permeat der Heiß-Nanofiltration. Dunkle Färbung (37 g/L Reaktivfarbstoff Klotzflotte, Fixiergrad: 87,5%), Frischwassermenge: Zwischenabteil: jeweils 0,9 m^3/h , in Abteil 4: (ohne Permeat) 2,0 m^3/h , bei Verwendung von 0,6 m^3/h Permeat nur 1,5 m^3/h Frischwasser in Abteil 4. Farbigkeit des Permeates: < 15 m^{-1} bei Farbstoffrückhalt 75 - 80%, Aufkonzentrierung: 97%, transmembraner Druck: 4,6 bar.

Die Ergebnisse der Waschversuche, bei denen ein Teil des Frischwassers am Ende des Waschprozesses durch Permeat ersetzt wurde, lassen eine optimistische Prognose zum weitgehenden Ersatz des Frischwassers zu. Mit einer Großpartie konnten die Waschwirkungsgrade in den einzelnen Abteilen mit und ohne Einsatz der Heiß-Nanofiltration verglichen werden. Dabei wurde beim Waschen einer hellen Partie ein Teil (0,5 m^3/h) des Frischwasserzulaufs von 2 m^3/h durch Filtrat ersetzt. Eine weitere Steigerung der Filtratmenge war aufgrund der begrenzten Pumpenleistung im Pilotbetrieb nicht möglich. In der folgenden Abbildung sind die Ergebnisse graphisch zusammengefasst.

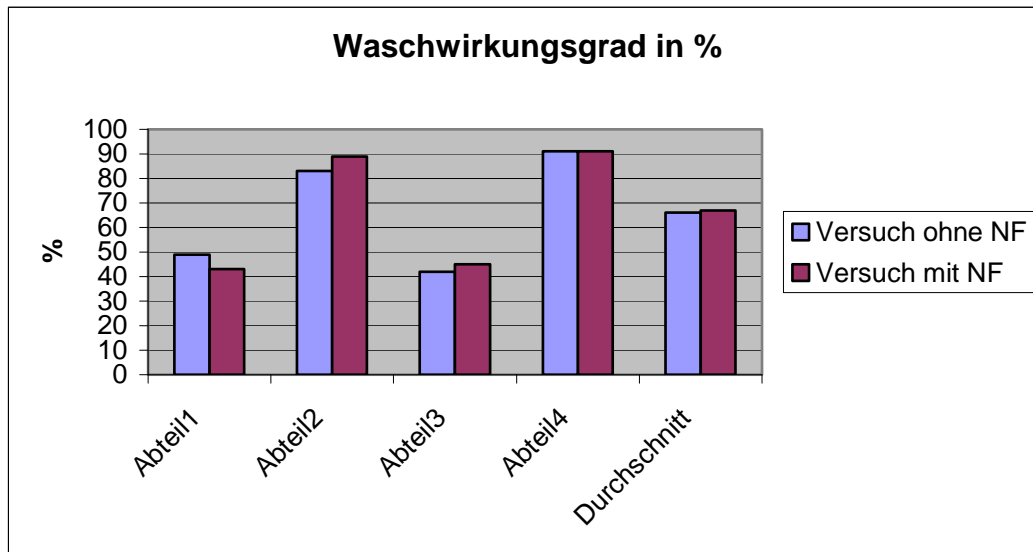


Abbildung 30: Vergleich der Wascheffizienz beim Einsatz der Heiß-Nanofiltration

Weiter war zu untersuchen, wie sich eine Erhöhung des transmembranen Druckes auf die Permeatausbeute und den Farbstoffrückhalt bei kontinuierlicher Fahrweise auswirkt. Für die Ausnutzung der gesamten, zu Verfügung stehenden Membranfläche unter hohem Druck wurde die zu Beginn eingesetzte Hochdruckpumpe durch eine leistungsfähigere ausgetauscht. Mit der höheren Pumpenleistung konnte die Feedmenge dauerhaft auf ca. 1.000 L/h eingestellt werden, was zu realistischen Verhältnissen beim Einsatz des Permeates im Waschprozess führt. Produktionsbedingt konnte die Verwendung des Filtrats im Waschprozess in einem vergleichenden Versuch mit einer Großpartie nicht mehr untersucht werden, da in dieser Phase sehr viele kurze Musterpartien bearbeitet wurden. Damit wurde der Effekt, der sich durch den Einsatz des Filtrats anstelle vom Frischwasser ergab, durch unterschiedliche Wareneigenschaften überlagert. Die grundsätzliche Eignung des Filtrats im Prozess kann aufgrund der gleich bleibenden Ergebnisse beim Rückhalt angenommen werden. Die Versuche mit der leistungsfähigeren Hochdruckpumpe geben weiterhin Aufschluss darüber, welche Betriebskosten für einen dauerhaften Betrieb der Anlage unter realistischen Annahmen zu erwarten sind.

In der folgenden Abbildung ist der Aufbau der Waschmaschine mit der Heiß-Nanofiltrationsanlage dargestellt. Die Entnahme erfolgt aus dem Waschabteil 3, die Rückführung des Permeates kann aufgrund der geringen Restfarbigkeit im Abteil 4 vorgenommen werden. Die angegebenen Spannen bei den Zulauftraten berücksichtigen Unterschiede bei der Färbung von hell über mittel nach dunkel und Unterschiede beim spezifischen Warengewicht in Gramm pro Laufmeter. Die in der Abbildung zusätzlich vorgesehene Behandlung des Konzentrats mit einem Ozonungsschritt ist nicht mehr Bestandteil des Projektes PIWATEX2. Durch die Ozonung ist eine oxidative Zerstörung der Farbstoffe möglich, wie im Projekt OXITEX nachgewiesen werden konnte. Eine teilweise weitere Verwendung des entfärbten Konzentrats im vorderen Netzrog wird angestrebt, dies konnte aber zu Projektlaufzeit nicht mehr erprobt werden. Stattdessen wurde das Konzentrat zeitweise mit in das erste Waschabteil geleitet. Die Farbigkeit des Konzentrates war geringer als die des dort vorhandenen Waschwassers, so dass eine wenn auch geringe Verbesserung des Wascheffektes erreicht werden kann.

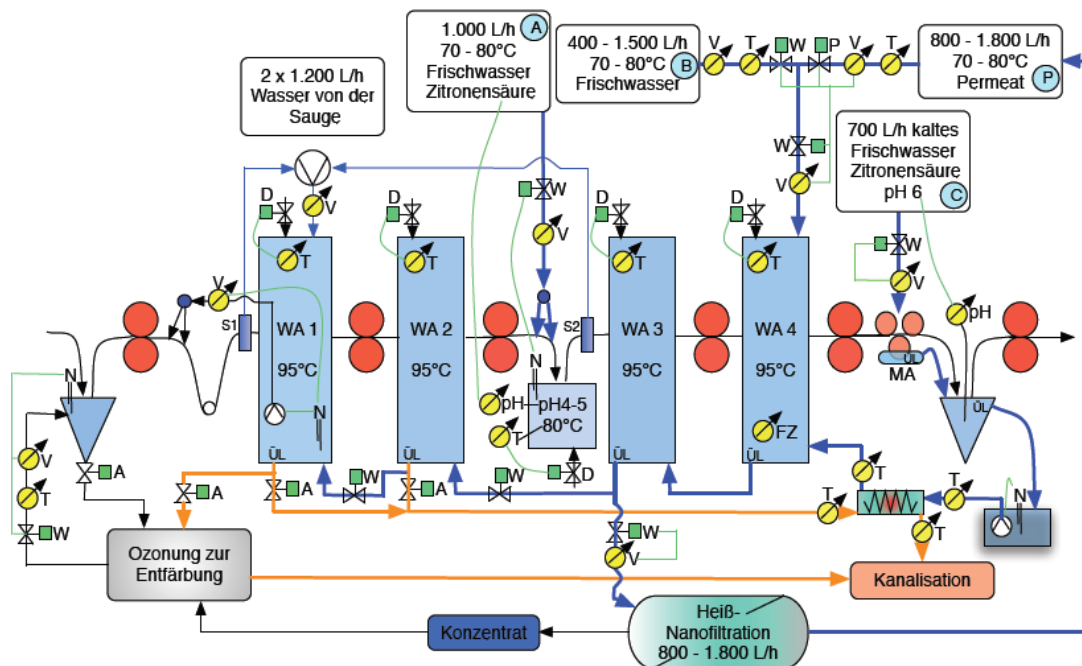


Abbildung 31: Schematische Darstellung zum beispielhaften Einsatz des Permeates aus der Heiß-Nanofiltration bei der Reaktiv-Nachwäsche im optimierten und durch entsprechende Steuerelemente ergänzten Waschprozess

1.2.4 Bilanzierung zur Prozessoptimierung und zum Einsatz der Heiß-Nanofiltration bei der Reaktivnachwäsche

Die Stoff- und Energieflüsse des bestehenden Anlagenzustands (Ist-Zustand) und der weiteren erprobten Umstellungsmaßnahmen wurden für die Reaktivnachwäsche modelliert. Beim Aufbau des Modells wurden verschiedene Parameter als Variablen untersucht, um Änderungen bei den spezifischen Werten für Wasserzulaufe, Temperaturen etc. simulieren zu können. Damit war es auch möglich, die Effekte der Optimierung des Waschprozesses abzuschätzen. Sämtliche Beurteilungen basieren auf paarweisen Vergleichen von Anlagenzuständen, mit denen Einsparungen bzw. Mehrverbräuche bei einzelnen Energie- und Stoffflüssen identifiziert werden. Für die ökonomische Beurteilung werden diese Differenzen mit den periodenbezogenen Größen wie Abschreibungen, Personalbedarf etc. ergänzt.

Für die Vergleiche wurde auch der zu Beginn des Projektes PIWATEX angetroffene ursprüngliche Ist-Zustand (ALT) dargestellt. Die in der ersten Projektphase vorgeschlagenen und umgesetzten Maßnahmen bezogen sich auf die Zulaufraten und Waschgeschwindigkeit und waren somit nicht mit Investitionen verbunden. Der danach erreichte neue Ist-Zustand bildet den Referenzzustand (REFERENZ) für die weiteren Optimierungsmaßnahmen, die durch den Einsatz der Saugtechnik und durch die Heiß-Nanofiltration erreicht werden sollten. Der Waschprozess unterscheidet sich nun vom Ausgangszustand durch den Verzicht eines zweiten Waschdurchganges und durch einen bei mittleren und hellen Tönen um 1 bis 2 m³/h reduzierten Wasserzulauf.

Der Referenzzustand war dann zunächst Ausgangspunkt für weitere Optimierungen im Waschprozess, die sich auf die Erhöhung des Wascheffektes und die Anpassung der Wasserzulaufzeiten in Abhängigkeit vom Warengewicht bezogen. Durch die erfolgrei-

che Umsetzung dieser Maßnahmen wurde die zweite Waschpassage verzichtbar und die Frischwassermenge sowie die für deren Aufheizung benötigte Dampfmenge konnte reduziert werden. Parallel dazu sank auch die Abwassermenge. Die zwischenzeitlich im Betrieb installierte Wärmerückgewinnung aus den Abgasen des Kessels, die nach dem Economiser geschaltet ist, führt dazu, dass eine große Menge an Frischwasser mit ca. 65°C über eine Ringleitung im Betrieb verteilt werden kann. Damit wird die für die Aufheizung direkt im Waschprozess benötigte Dampfmenge auch für den Referenzzustand reduziert und das Einsparpotenzial bei der Energie sinkt. Der neue Anlagenzustand (SAUGEN) wird im Betrieb dauerhaft umgesetzt bleiben.

Zusätzlich zu den Saugbalken wurde die Heiß-Nanofiltration in der beschriebenen Anlagenkonfiguration prozessnah eingesetzt. Die damit erreichte weitere Reduzierung des Frischwasserbedarfs stellt eine weitere Einsparung von Ressourcen dar und geht mit einer Reduzierung der Abwassermenge einher. Auch wird das Permeat mit geringem Temperaturverlust in den Prozess zurückgeführt. Aus den bereits geschilderten Gründen (Warmwasserversorgung im Betrieb) sind die damit verbundenen Einsparungen vergleichsweise gering zu erwarten. Der neue Anlagenzustand (SAUGEN+HNF) wurde im Pilotversuch auf seine grundsätzliche Umsetzbarkeit überprüft.

Von den hier dargestellten Voraussetzungen lassen sich nicht alle auf beliebige andere Betriebe übertragen. Der Einsatz der Saugbalken kann, bedingt durch Eigenschaften der Ware oder des Prozesses (Platzbedarf in der Waschmaschine), bei anderen Anwendungen weniger erfolgreich sein. Im Projekt wurde beobachtet, dass insbesondere bei beschichteter bzw. geschmirgelter Ware, die erheblich andere Oberflächeneigenschaften hat, die Extraktionstechnik nur eingeschränkt betrieben werden konnte. Für die Anwendung bei z.B. schwerer Ware oder Ware mit anderer Webtechnik ist eine vorherige Erprobung im Pilotmaßstab ratsam. Ebenso ist die Bereitstellung von Warmwasser in der Regel mit zusätzlichem Dampf- bzw. Gasverbrauch verbunden, eine Wärmerückgewinnung aus dem Kesselabgas kann nicht generell vorausgesetzt werden. Für den Einsatz der Heiß-Nanofiltration sind diese betriebsspezifischen Effekte daher herauszurechnen und es wird ein weiterer Vergleichszustand (HNF) modelliert. Für diesen wird angenommen, dass auch der Einsatz der Heiß-Nanofiltration ohne Saugbalken eine wesentliche Verbesserung der Waschwirkung erbringt und ein zweiter Durchgang damit verzichtbar wird. Als Vergleichsbasis dient der Anlagenzustand REFERENZ, als Ausgangstemperatur für das Frischwasser werden 20°C angesetzt, wie sie nach der Aufbereitung (Enthärtung) im Betrieb üblicherweise vorliegen.

Für den Vergleich der durch den Prozess verursachten Umweltbelastungen wurden die peripheren Prozesse zur Ver- und Entsorgung (Wasseraufbereitung und Dampferzeugung, Strom für den Saugbalken und der Heiß-Nanofiltration sowie Abwasserbehandlung in einer kommunalen Abwasserreinigungsanlage) in das Modell der Sachbilanz mit aufgenommen.

Auf der Grundlage der geschilderten Annahmen erfolgt zunächst der Vergleich zwischen REFERENZ und ALT, das sind die durch das Vorläuferprojekt PIWATEX bereits realisierten Optimierungen ohne Investition.

In der weiter oben angegebenen Tabelle 6 sind die zusammengefassten Ergebnisse für den Vergleich warenbezogen dargestellt. Für die graphische Darstellung wurden die Modellergebnisse mit dem jährlichen Warendurchsatz hochgerechnet.

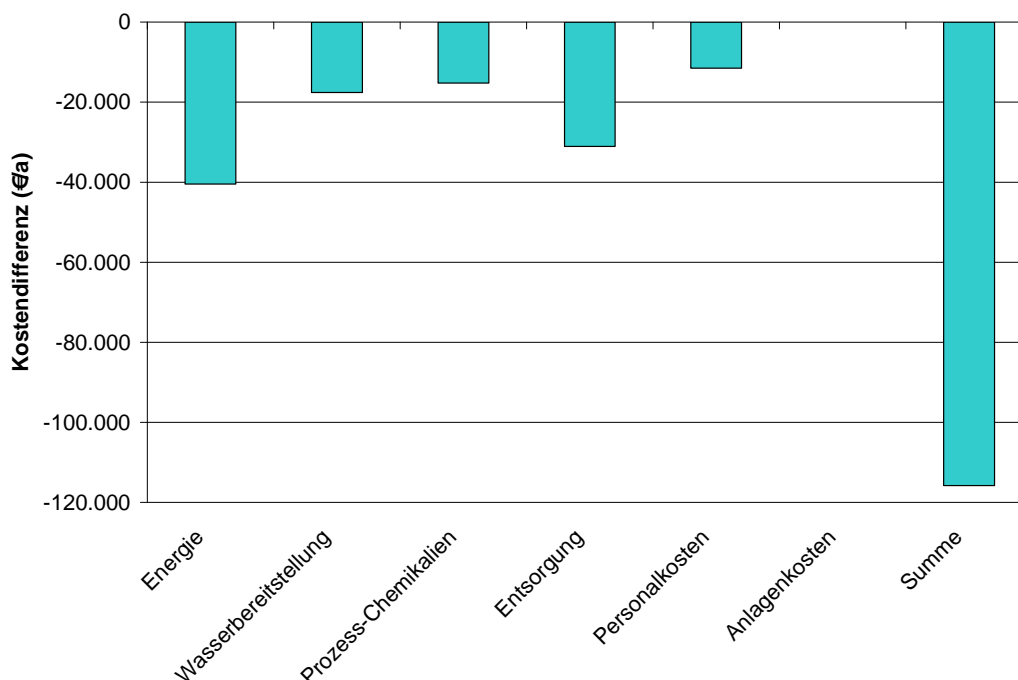


Abbildung 32: Kostenvergleich zwischen dem Ausgangszustand zu Beginn des Projektes PIWATEX und dem Referenzzustand mit erhöhter Warengeschwindigkeit und reduzierten Wasserzuläufen

Durch die Summe der Maßnahmen kann bei einem Warendurchsatz von ca. 1.800 t Ware pro Jahr eine Einsparung von etwa 115.000 Euro pro Jahr erreicht werden. Dazu trägt insbesondere die Einsparung der für die Beheizung der Waschbäder notwendigen Wärmeenergie bei. Auch die Entsorgungskosten für das Abwasser nehmen entsprechend der geringeren Menge deutlich ab. Bei den Prozesschemikalien kann durch den Verzicht auf das Tensid eine Einsparung von ca. 16.000 Euro pro Jahr erreicht werden. Diese Maßnahmen haben sich sämtlich bereits im Praxisbetrieb bewährt und bleiben deshalb auch dauerhaft umgesetzt.

Der Vergleich der Umweltbelastungen zeigt deutliche Vorteile für den Referenzzustand, die vor allem auf den reduzierten Wärme- und damit Erdgasbedarf zurückzuführen sind und zu einer Entlastung beim potenziellen Beitrag zur Klimaveränderung führen. Bei den anderen Wirkungskategorien sind die Veränderungen wesentlich geringer und zum Teil nicht mehr graphisch darstellbar, lediglich die Beiträge zum Versauerungs- und Eutrophierungspotenzial sind erkennbar verringert worden. In keiner Wirkungskategorie ist eine Mehrbelastung zu erwarten.

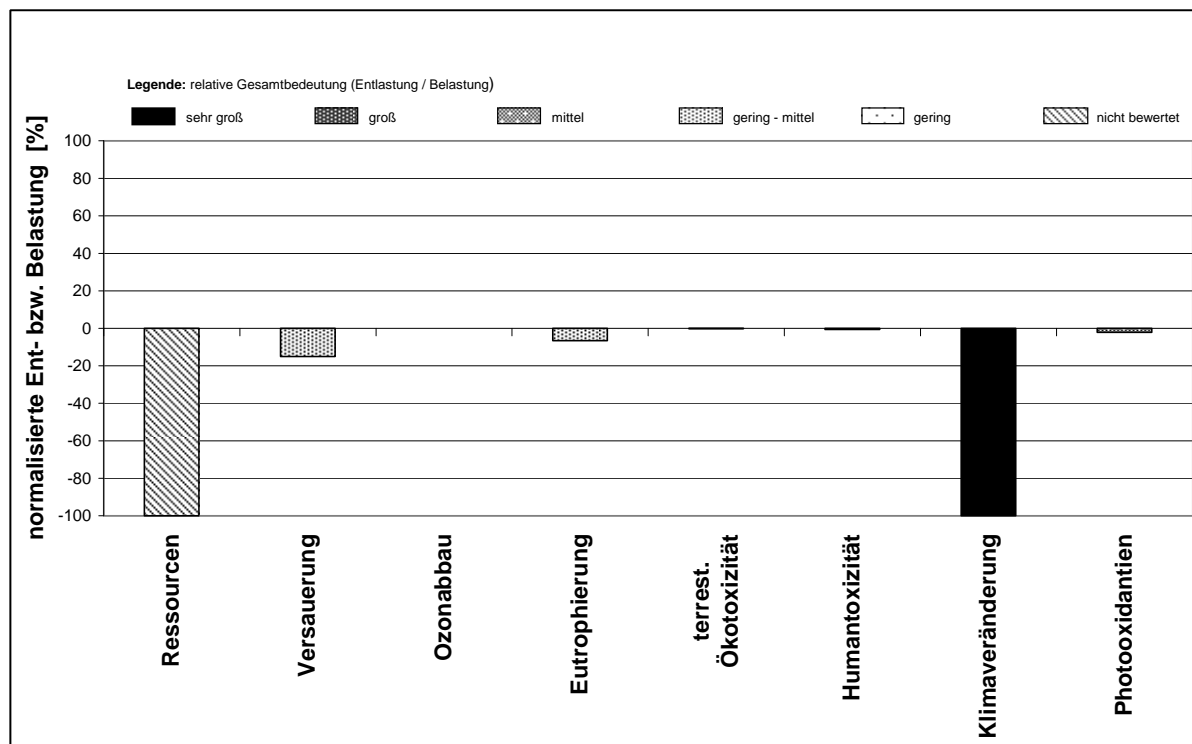


Abbildung 33: Vergleich der Umweltbelastungen zwischen dem Ausgangszustand zu Beginn des Projektes PIWATEX und dem Referenzzustand mit erhöhter Warengeschwindigkeit und reduzierten Wasserzuläufen

Der Einsatz der Saugbalken ist dann mit einer Investition verbunden, sodass in diesem Fall Anlagenkosten auftreten, die mit den weitergehenden Einsparungen zu verrechnen sind.

Mit der Verlegung der Säurezugabe in das Zwischenrollenkufenabteil in der Mitte der Waschmaschine war auch ein etwas höherer Säureverbrauch verbunden, der sich in einem geringen Anstieg der Kosten für die Prozess-Chemikalien auswirkt. Durch den aufgrund der verbesserten Waschwirkung erreichten Verzicht auf einen zweiten Waschkreislauf bei allen Farbgebungen kann eine deutliche Einsparung bei den Kosten für Frischwasser und für die Abwasserbehandlung (Entsorgung) erreicht werden. In den Energiekosten sind sowohl die Stromkosten für den Antrieb der Waschmaschine (verringertes Bedarfs) und den Betrieb der Sauganlage (zusätzlich auftretender Bedarf) als auch die Kosten für die Wärmebereitstellung aus Erdgas enthalten. Letztere verändern sich aufgrund der oben dargestellten Wärmerückgewinnung nur geringfügig, obwohl der Wasserbedarf insgesamt reduziert wird. Die Amortisationsdauer für die Sauganlage beträgt mit den geschilderten Annahmen etwa zwei Jahre. Bei einem höheren Beitrag aus den eingesparten Kosten zur Aufheizung von Frischwasser, wie er ohne die Wärmerückgewinnung zu erwarten ist, kann diese Zeitspanne eher im Bereich von etwa 18 bis 20 Monaten erwartet werden.

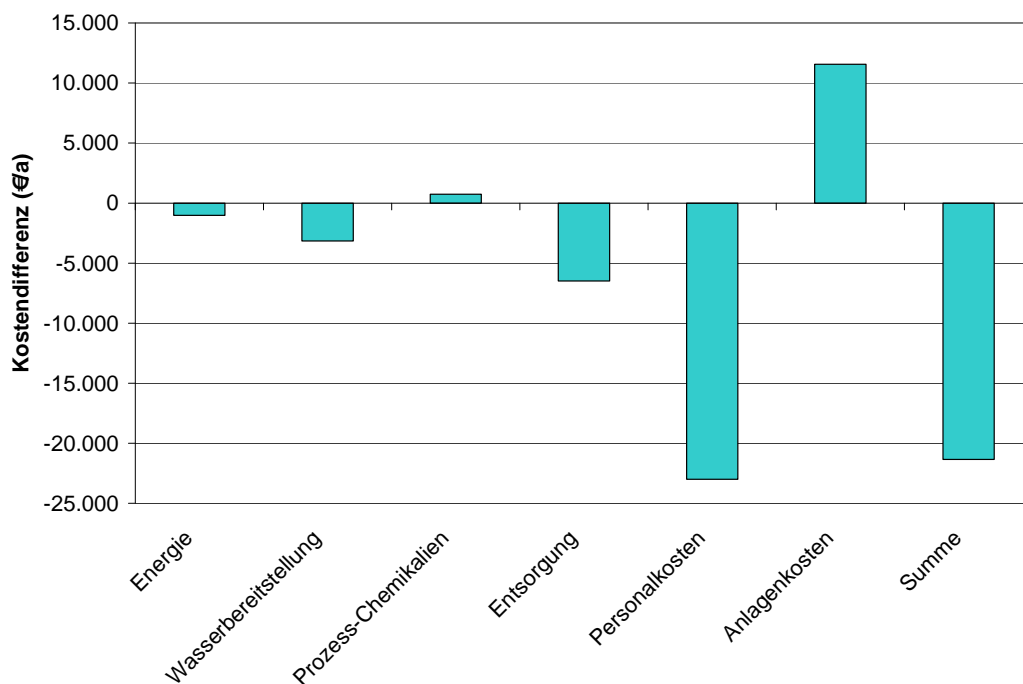


Abbildung 34: Kostenvergleich zwischen dem Referenzzustand und dem Anlagenzustand nach Einbau der Saugbalken zur Verbesserung der Waschwirkung

Beim Vergleich der Umweltbelastungen zeigt sich, dass die weitergehenden Einsparungen nochmals zu Entlastungen insbesondere beim potenziellen Beitrag zur Klimaveränderung geführt haben. Das Ergebnis wird wiederum sehr stark durch die Emissionen aus der Energiebereitstellung dominiert.

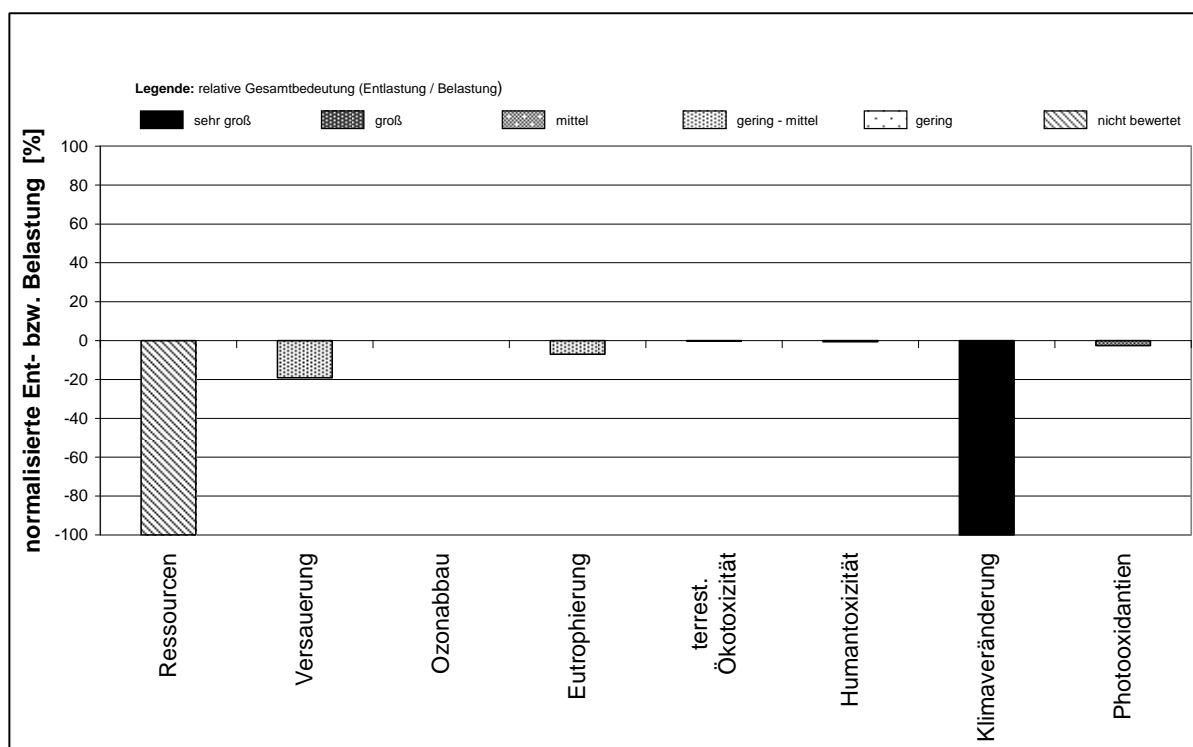


Abbildung 35: Vergleich der Umweltbelastungen zwischen dem Referenzzustand und dem Anlagenzustand nach Einbau der Saugbalken zur Verbesserung der Waschwirkung

Die Erprobung der Heiß-Nanofiltration erfolgt als zusätzliches Aggregat zur Saugnutzung. Die zusätzlich erreichten Einsparungen sind gering, da der Verzicht auf den zweiten Durchgang bereits mit dem Einsatz der Vakuumsauganlage erreicht werden konnte. Damit bleibt als weiteres Potenzial noch die Einsparung von Frischwasser durch den Einsatz von Filtrat. Die Fixkosten für die Filtrationsanlage sind jedoch aufgrund der aufwändigen Technik relativ hoch, bei den gegebenen Randbedingungen sind daher hohe jährliche Mehrkosten zu erwarten.

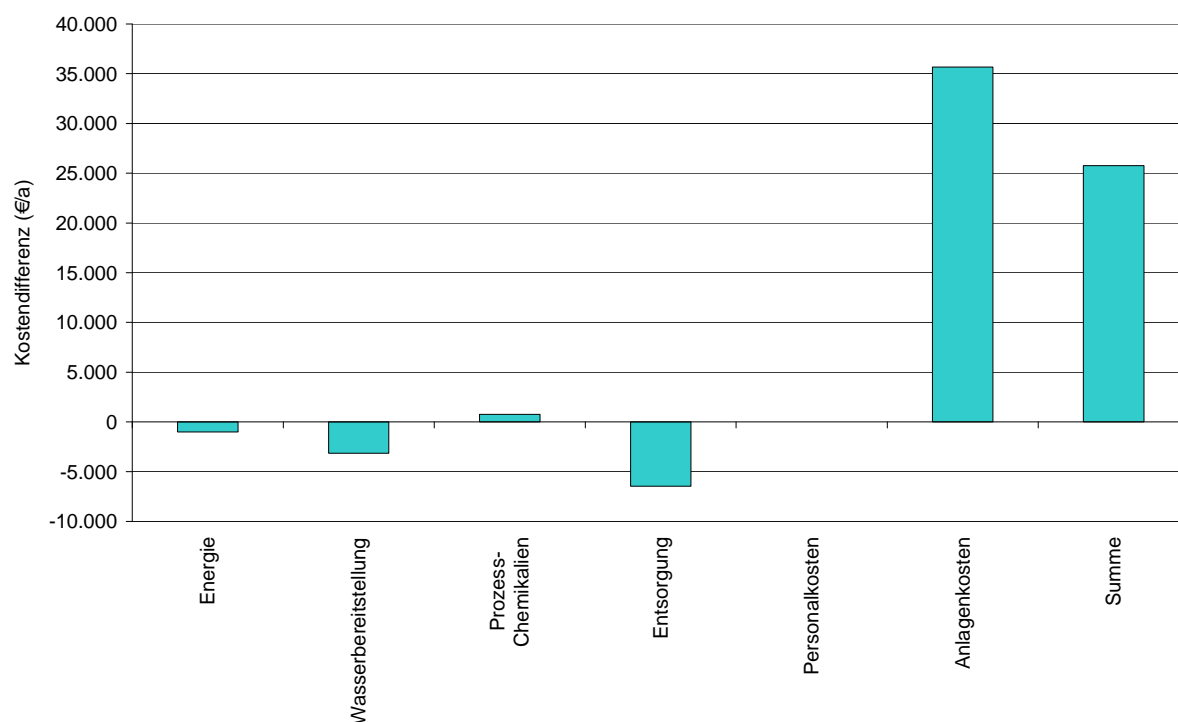


Abbildung 36: Kostenvergleich zwischen dem Anlagenzustand nach Einbau der Saugbalken zur Verbesserung der Waschwirkung und dem Anlagenzustand mit Sauganlage und Heiß-Nanofiltration

Eine Amortisation während der zu erwartenden Nutzungsdauer der Anlage ist bei diesen Randbedingungen nicht zu erreichen, die berechnete Dauer liegt bei mehr 15 Jahren. Damit ist die Investition aus Kostensicht weniger attraktiv. Ein Vorteil, der sich nicht direkt als Kosteneinsparung quantifizieren lässt, wird im Betrieb jedoch darin gesehen, dass mit der Heiß-Nanofiltration ein Teil der Schmutzfracht aus dem Abwasser entnommen werden und einer gezielten Behandlung zugeführt werden kann. Für den Betreiber der Waschmaschine kann die Heiß-Nanofiltration daher trotz dieses Ergebnisses bei der Wirtschaftlichkeit eine attraktive Erweiterung des Produktionsprozesses darstellen.

Der Vergleich der Umweltbelastungen zeigt aufgrund der relativ geringfügigen Veränderungen ebenfalls nur sehr geringe Unterschiede, die im Rahmen der Modellierungsgenauigkeit keine belastbare Basis für eine Bewertung bieten. Auf die graphische Darstellung wird daher verzichtet.

Der erfolgreiche Einsatz der Saugbalken ist in der geschilderten Form nicht generell möglich. Außerdem verfügen Betriebe nur in Ausnahmefällen über geeignete Einrichtungen zur Wärmerückgewinnung aus Abgasen. Damit ist als Basis für den Vergleich auch der Anlagenzustand (REFERENZ) anzusetzen, um diese betriebspezifische Besonderheiten auszuklammern. Das Ergebnis des Vergleichs ist in der folgenden Abbildung dargestellt.

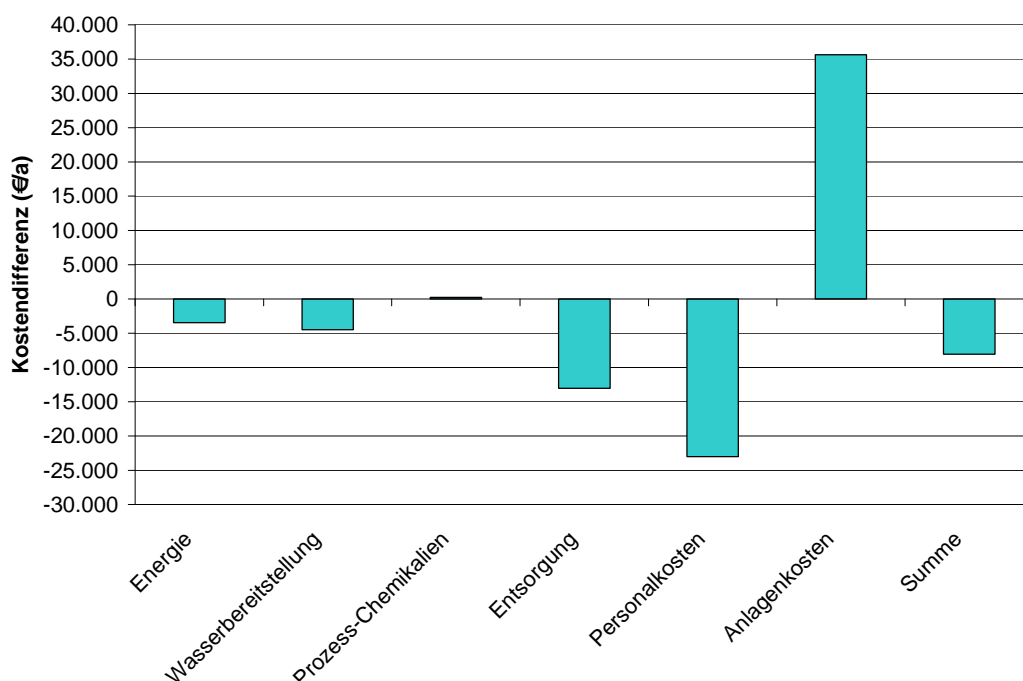


Abbildung 37: Kostenvergleich zwischen dem Referenzzustand und dem Anlagenzustand mit Heiß-Nanofiltration

Die in diesem Fall noch möglichen Einsparungen durch den Verzicht auf einen zweiten Durchgang tragen wesentlich dazu bei, dass die Amortisationsdauer für eine Heiß-Nanofiltration unter vier Jahren liegt. Voraussetzung dafür ist, dass die Filtrationsanlage entscheidend zur Verbesserung der Waschwirkung beiträgt. Versuche dazu wurden im Vorläuferprojekt PIWATEX durchgeführt, waren aber nicht mehr Untersuchungsgegenstand dieses Projektes.

Auch zu diesem verallgemeinerten Fall können die Umweltbelastungen verglichen werden. Insgesamt wirkt sich auch in diesem Vergleich die mögliche Energieeinsparung und in deren Folge die Reduzierung des Beitrages zur potenziellen Klimaänderung am deutlichsten auf das Ergebnis aus. In keiner Kategorie kommt es zu einer Mehrbelastung.

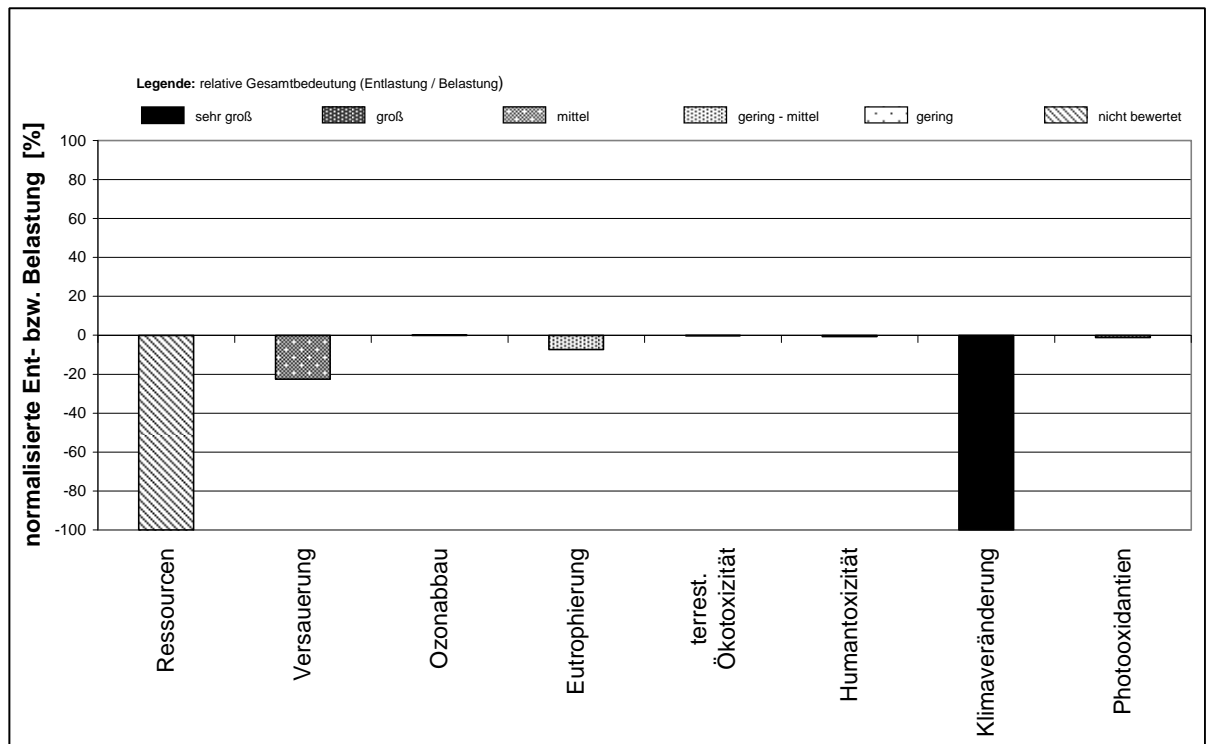


Abbildung 38: Vergleich der Umweltbelastungen zwischen dem Referenzzustand und dem Anlagenzustand mit Heiß-Nanofiltration

2. Nutzen des Projektes

Bei beiden Praxisbeispielen konnten erhebliche Verbesserungen der Prozesseffizienz erreicht werden, die auch bei den Praxispartnern direkt umgesetzt wurden und dort jeweils zu Einsparungen beim Wasser-, Energie- und Zeitbedarf und damit zu Kostensenkungen geführt haben.

Bei der Dispersionsfärbung konnte dies ohne Investitionskosten durch eine Umstellung im Färbe- und Spülprozess erreicht werden. Der Verzicht auf ein Ablassen des Bades nach der Färbung und die Durchführung der reduktiven Nachreinigung auf dem stehenden Bad kann ohne Qualitätsverluste umgesetzt werden. Nachdem von dieser Vorgehensweise bei Tagungen berichtet wurde, wird sie mittlerweile auch in anderen Betrieben, die Polyestergerne mit Dispersionsfarbstoffen färben, erfolgreich umgesetzt.

Bei der Reaktivnachwäsche für Baumwollware konnte der Einsatz der Vakuumsaugtechnik dauerhaft etabliert werden. Der im Vergleich zu den Quetschfoulards verbesserte Stoffaustausch führt zu einer höheren Waschwirkung. Beim Praxispartner muss daher nur noch in Ausnahmefällen die früher übliche zweite Waschpassage durchgeführt werden. Die Anwendung der Saugtechnik auch für die Vorwäsche und weitere Waschprozesse auf der untersuchten Waschmaschine wird ebenfalls mit positiven Auswirkungen auf die Wascheffizienz durchgeführt. Insbesondere in Betrieben, bei denen die Waschmaschine eine Engstelle in der Produktion darstellt und mit einem erheblichen Anteil an zweiten Waschpassagen belegt wird, kann die Saugtechnik als Ertüchtigungsmaßnahme erhebliche Vorteile bringen. Eine generelle Anwendbarkeit kann für die Saugtechnik allerdings nicht erwartet werden, hier sind im Einzelfall Versuche erforderlich.

Die Anwendung der Ultrafiltration für die Dispersionsfärbung konnte im Projekt nicht zum geforderten einhundertprozentigen Farbstoffrückhalt geführt werden. Daher bleibt eine Wiederverwendung des filtrierten Restfärbekbades mit den darin enthaltenen Hilfsstoffen auf die Fälle beschränkt, in denen nur dunkle Farbtöne gefärbt werden, die gegenüber einem geringen Anteil von Restfarbstoffen unempfindlich sind. Die Nutzung beim Spülvorgang kann bei einer entsprechenden Gestaltung der Schnittstelle aus Sicht der Umweltbelastungen vorteilhaft sein. Bei der gegebenen Kostenstruktur ist diese Anwendung derzeit nicht attraktiv.

Die Heiß-Nanofiltration konnte bei der Reaktivnachwäsche zu einer weiteren Verbesserung der Waschwirkung beitragen bei gleichzeitiger Reduzierung des Frischwasserbedarfs und der Abwassermenge. Aufgrund der bereits im Vorfeld erreichten Prozessoptimierung durch die Sauge ist das Einsparpotenzial im Produktionsprozess Reaktivnachwäsche stark reduziert worden, die verbliebene Einsparung von heißem Frischwasser und der daraus entstehenden Abwassermenge reicht nicht aus, um eine Amortisation der Filtrationsanlage während der voraussichtlichen Nutzungsdauer zu erreichen. Bei Betrieben, die aufgrund verschiedener Restriktionen eine Extraktionstechnik nicht einsetzen können, kann die durch die Heiß-Nanofiltration erreichbare Verbesserung des Wascheffektes dazu beitragen, eine zweite Waschpassage bei einem Großteil der Ware verzichtbar zu machen. Die dann erreichbaren Einsparungen wirken sich auch aus Kostensicht positiv aus, sodass eine Amortisationsdauer von unter fünf Jahren möglich erscheint.

Das Erreichte und der derzeitige Erkenntnisstand lassen erwarten, dass die Ergebnisse mit wirtschaftlich akzeptierbarem Aufwand in andere Textilunternehmen zu übertragen sind und so einen wesentlichen Beitrag zur Implementierung von prozessnahen Umweltschutzmaßnahmen in dieser Branche leisten.

3. Ergebnisse Dritter auf dem Forschungsgebiet

Weder über die Verfolgung von Veröffentlichungen noch durch intensiven Informationsaustausch mit Fachleuten und textilen Forschungsinstituten bundesweit haben sich neue Erkenntnisse ergeben, die auf das Vorhaben wesentlichen Einfluss haben könnten. Es wurden zwei Projekte besichtigt, von denen durch entsprechende Berichte bzw. über einen von dritter Seite angeregten Kontakt ähnliche Ziele angenommen werden konnten:

Fa. Riedel Textil, Limbach-Oberfrohna, und HITK, Hermsdorf

Über eine Nanofiltration, die mit neuartigen Keramik-Membranen ausgestattet ist, wird insbesondere Reaktiv-Farbstoffe enthaltendes Waschwasser entfärbt. Das ursprünglich als Heiß-Nanofiltration vorgesehene Verfahren sollte neben der Kontinue-Waschmaschine eingesetzt werden, allerdings für den Gesamtabwasserstrom und für die Verwendung des Permeates als Ersatz für Frischwasser. Das Permeat der nun als betriebliches end-of-pipe-Verfahren eingesetzten Filtration wird in die Kanalisation eingeleitet. Das Konzentrat wird zusammen mit den Färbekonzentraten elektrochemisch entfärbt und ebenfalls als Abwasser entsorgt. Es werden nicht nur die farbigen Abwässer aus der Kontinue-Reaktivfarbwäsche behandelt sondern auch die Abwässer aus diskontinuierlichen Färbungen.

Fa. Bauer, Aue, und STFI, Chemnitz

Es wurde der Einsatz der Ultrafiltration zur Reinigung der konzentrierten Natronlauge aus dem Mercerisierprozess besprochen. Dies ist ein klassischer Einsatz eines Filtrationsverfahrens, der aus textilverfahrenstechnischen Gründen nicht „im Bypass“ zum Prozess erfolgen kann, sondern der Rückgewinnung von Lauge dient. Die Versuche waren gerade erfolgreich abgeschlossen worden. Es wurden weitere Maßnahmen zum integrierten betrieblichen Umweltschutz besprochen, die den Einsatz von Membranverfahren in Prozessnähe ermöglichen.

4. Erfolgte und geplante Veröffentlichungen

Verschiedene Publikationen sind im Berichtszeitraum erfolgt:

Teilnahme bei der Posterausstellung im Rahmen der Tagung „Industrial Water 2006 European Conference on Efficient Use of Water Resources in Industry“ 6.-8 Februar 2006, Frankfurt am Main/Deutschland mit einem Poster zum Thema „Preparing a washing process for advanced water reuse technique - experiences from a textile finishing company“

Teilnahme bei der Posterausstellung im Rahmen der 4. Konferenz zur Wasser- und Abwasserbehandlung (AOP 4) 15.-17. Mai 2006, Goslar mit einem Poster zum Thema „Process optimisation and ozonisation for textile finishing effluents“.

Veröffentlichung im Oktober-Heft der Melliand Textilberichte: [G. Dieners, J. M. Marzinkowski, J. Hildenbrand, S. Papazachou: Ermitteln und Ausschöpfen von Einsparpotenzialen zur Wärmenutzung in der Baumwollgewebeveredlung 87 (2006), Heft 10, S. 739-743].

Zum Einsatz der Ultrafiltration bei Polyesterfärbungen und insbesondere zur Eignung unterschiedlicher Membranen wurde ein Poster zur Messe FILTECH erstellt [T. Quadt, J. Hildenbrand, A. Rabhi, E. Schmidt, J. Marzinkowski: Application of ceramic and polymer membranes for treatment of defined wastewater in textile finishing. M7 Poster Session M-II, 27. Februar - 1. März 2007, Wiesbaden].

Veröffentlichung in der VDI-Mitgliederzeitschrift Ingenieur forum Westfalen-Ruhr 2/2007; T.Quadt, J. Hildenbrand, E.Schmidt, J.M. Marzinkowski: Ressourceneffizienz durch prozessnahen Umweltschutz

Vortrag und Beitrag im Tagungsband, 10. Hannoverschen Industrieabwasser-Tagung (HIT) Wassermanagement in der Industrie - Statusseminar Membrantechnik - , 22.-23. Mai 2007; Beitrag im Tagungsband: Marzinkowski, J.M., Hildenbrand, J.: Effiziente Wasserkreislaufführung bei der Textilveredlung - Praxisbeispiele zum Produktionsintegrierten Umweltschutz; S. 203-212.

Vortrag Denkendorfer Umweltkolloquium, 21. Juni 2007: Marzinkowski, J. M.: Produktionsintegrierte Maßnahmen – Beispiele zur Umsetzung in der Praxis der Textilveredlung

Vortrag und Beitrag im Tagungsband, 13. Internationale DBU-Sommerakademie Nachhaltigkeit in der Chemie vom 1. bis 6. Juli 2007 in Ostritz-St. Marienthal: PIUS auf der Basis effizienter Prozesse und innovativer chemischer Rohstoffe in der Praxis mittelständischer Unternehmen [J.M. Marzinkowski, J. Hildenbrand]

Posterbeitrag zur 7. Aachener Tagung Wasser und Membranen, ISA/IVT RWTH Aachen 30. bis 31. Oktober 2007: Anwendung einer Heiß-Nanofiltrationsanlage zur Ertüchtigung im Produktionsprozess - Erfahrungen aus dem Projekt PIWATEX [J. Hildenbrand, J.M. Marzinkowski, G. Dieners, J. Sasse]

Vortrag bei der Veranstaltung Industrietage Wassertechnik, gemeinsame Veranstaltung DECHEMA/DWA am 13. und 14. November 2007: Anwendung von keramischen und Polymermembranen für die Behandlung von Prozesswässern der Textilindustrie [J. Hildenbrand , A. Rabhi, J.M. Marzinkowski, Bergische Universität Wuppertal]