

**Herstellung eines neuartigen,
gesundheitsförderlichen Kohlenhydratkonzentrats
aus Abfallstoffen der Weizenstärkegewinnung durch
integrierten Einsatz biotechnologischer Verfahren**

AZ 17045

Prof. Dr. Dr. e.h. F. Meuser

und

Dipl.-Ing. D. Imhof

sowie unter Mitarbeit von

Dipl.-Chem. Th. Roick, Hamm

Technische Universität Berlin

Institut für

Lebensmitteltechnologie

und Lebensmittelchemie

Seestraße 13

13353 Berlin

Projektbeginn: 25.05.2000

Laufzeit: 2 Jahre und 11 Monate

Berlin 2004

05/00		Projektkennblatt der Deutschen Bundesstiftung Umwelt		 UMWELT STIFTUNG	
Az	17045	Referat	32	Fördersumme	371.295,05 €
Antragstitel		Herstellung eines neuartigen, gesundheitsförderlichen Kohlenhydratkonzentrats aus Abfallstoffen der Weizenstärkegewinnung durch integrierten Einsatz biotechnologischer Verfahren			
Stichworte		Wasser , Abwasser , Biotechnologie , Analytik Verfahren , Lebensmittel			
Laufzeit		Projektbeginn	Projektende	Projektphase(n)	
2 Jahre + 11 Monate		25.05.2000	30.04.2003	2	
Zwischenberichte		01.06.2001			
Bewilligungsempfänger		Technische Universität Berlin Institut für Lebensmitteltechnologie - und Lebensmittelchemie Seestraße 13 13353 Berlin		Tel 030/314-25550 Fax 030/314-27557 Projektleitung Prof. Meuser Bearbeiter Dipl.Ing. Imhof	
Kooperationspartner		- Deutsches Institut für Ernährungsforschung Potsdam-Rehbrücke, Bergholz-Rehbrücke (BB) - Jäckering GmbH, Hamm (NRW)			
<i>Zielsetzung und Anlass des Vorhabens</i>					
<p>Die Fortschritte in der Prozesstechnik der Weizenstärke- und -klebergewinnung sind dadurch gekennzeichnet, dass eine verringerte Prozesswassermenge mit einer erhöhten Konzentration an gelösten Stoffen aus dem Weizenmehl anfällt, so dass dieses nicht mehr als Abwasser entsorgt werden muss. Es kann nun direkt oder nach Eindampfen als Futtermittel verwendet werden. Damit ist zwar eine andere Verwertungsform gegeben, das Umweltproblem ist aber weiter vorhanden, wenn auch in verlagter Form.</p> <p>Da durch neue Forschungsergebnisse bekannt war, dass Teile der löslichen Stoffe aus dem Weizenmehl, im Wesentlichen die löslichen und unverdaulichen Kohlenhydrate, besondere ernährungsphysiologische Eigenschaften besitzen, die bisher noch nicht genutzt werden, war es die Aufgabe des Vorhabens, ein biotechnologisches Verfahren zu entwickeln, mit dem diese Stoffe gewonnen und für die menschliche Ernährung nutzbar gemacht werden können. Die weiteren im Prozesswasser befindlichen löslichen Stoffe sollten zur Produktion von Futterhefe und zur Gewinnung einer Lipid-/Proteinfraktion genutzt. Damit sollte das bestehende Umweltproblem am Ort seiner Entstehung weitgehend beseitigt werden.</p>					
<i>Darstellung der Arbeitsschritte und der angewandten Methoden</i>					
<p>Die Entwicklung des biotechnologischen Verfahrens zur Gewinnung des löslichen Kohlenhydratkonzentrats teilte sich in zwei große Abschnitte ein. Im ersten Abschnitt wurde an der TU Berlin ein Pilotanlage aufgebaut und betrieben, mit der 10 kg Prozesswasser/h aufgearbeitet werden können. Der Zeitrahmen hierfür betrug 9-12 Monate. In der zweiten Phase wurden die gewonnenen Erkenntnisse für den Aufbau und Betrieb einer industriellen Pilotanlage bei der Firma Jäckering verwendet. Dafür wurden weitere 9-12 Monate eingeplant. Diese Anlage wurde abweichend von der ursprünglichen Planung so ausgelegt, dass sie anstatt 1.000 kg bis zu 7.000 kg Prozesswasser/h in Teilschritten verarbeiten konnte.</p> <p>Parallel dazu werden am Deutschen Institut für Ernährung Studien zur ernährungsphysiologischen Wirksamkeit des löslichen Kohlenhydratkonzentrats in Abhängigkeit von der Verfahrensführung durchgeführt.</p> <p>Außerdem wurden an der TU Berlin versucht, aus der Lipid-/ Proteinfraktion Backmittel zu entwickeln.</p>					
Deutsche Bundesstiftung Umwelt • An der Bornau 2 • 49090 Osnabrück • Tel 0541/9633-0 • Fax 0541/9633-190 • http://www.dbu.de					

Ergebnisse und Diskussion

Die Durchführung des Verfahrens im Technikumsmaßstab führte zu der Erkenntnis, dass unter den herstellbaren Produkten das LKK tatsächlich den bei weitem wertvollsten Stoff darstellt, dessen wirtschaftliche Herstellung unter Berücksichtigung der anfänglichen Überlegungen zur Verfahrensentwicklung aber nur über eine Wertschöpfung im Bereich der anderen vermarktbareren Endprodukte geschaffen werden kann. Diesbezüglich wurde auf der Grundlage der Ergebnisse zur Aufbereitung des Lipidanteils der Proteinfraktion zu einem Backmittel festgestellt, dass die Proteinfraktion für die erstrebte Wertschöpfung nicht geeignet ist. Somit fällt ein für die Erreichung der Wirtschaftlichkeit des Verfahrens wesentliches Element heraus. Es ergaben sich deshalb insbesondere an dieser Stelle der Durchführung des Vorhabens Überlegungen zur alternativen Ausgestaltung des Verfahrens, insbesondere im Hinblick auf die mit ihm durch Fermentation herstellbaren Produkte.

Nachdem im Technikumsmaßstab die prinzipielle Durchführbarkeit des Verfahrens bewiesen war und auch schon eine erste Abschätzung der möglichen Produktausbeuten aus dem ungeklärten Prozesswasser gemacht werden konnte, ging es darum, das Verfahren in den Pilotmaßstab zu übertragen, um die im Technikumsmaßstab ermittelten Ergebnisse weiter zu konkretisieren. Darauf aufbauend wurde schließlich eine Wirtschaftlichkeitsberechnung für das Verfahren durchgeführt. Diesbezüglich wirkte sich erschwerend aus, dass die im Verfahren anfallende Proteinfraktion als Futtermittel zu betrachten ist. Deshalb wurde das Verfahren auch dahingehend untersucht, eine alternative Nutzung des Fermentationssubstrats zu ermöglichen. Eine Alternative zur Nutzung des Fermentationssubstrats zur Futterhefeherstellung wurde in der Backhefeherstellung gesehen.

Aus der Hochrechnung der Ergebnisse der verschiedenen Versuche zur Prozesswasseraufarbeitung und der daraus berechneten Abschätzung alternativer Aufarbeitungen ergaben sich die Massebilanzen (Feucht- und Trockensubstanz) für die mit dem Verfahren und seinen alternativen Durchführungen herstellbaren Produkte. Unter den Alternativen zur Verfahrensdurchführung sind die Alternativen mit Backhefeherstellung von besonderem Interesse, weil die in einer Backhefefabrik im großtechnischen Maßstab mit dem entschlammten und verzuckerten Prozesswasser durchgeführten Verhefungen positive Ergebnisse gezeigt haben. Es bietet sich deshalb an, die Fermentation des nach der Verzuckerung und Entschlammung ultrafiltrierten Prozesswassers sowohl zur Futter- als auch zur Backhefeherstellung zu verwenden. Diese Vorgehensweise erscheint auch deshalb zweckmäßig zu sein, weil auf diese Weise der Anfall an Futterhefe stark vermindert werden könnte und mit der Backhefe ein deutlich höherwertiges Produkt entstünde, als es die Futterhefe ist.

Die Gesamtkosten für die Aufarbeitung wurden auf 48,34 €/1.000 kg Prozesswasser errechnet. Die Differenz aus den Gesamtkosten und den fiktiven Erlösen resultierte in 36,10 €/1.000 kg Prozesswasser, denen 12,2 kg LKK mit 10 % Wassergehalt als Endprodukte aus 1.000 kg Prozesswasser gegenüberstehen. Daraus folgt, dass die Herstellungskosten für ein Kilogramm LKK 2,96 €/kg betragen werden. Dabei zeigt die Differenzierung der Kosten, dass ziemlich genau 50 % der Kosten allein auf die Herstellung des LKK aus dem ersten Retentat entfallen. Die anderen 50 % oder 18 €/1.000 kg Prozesswasser sind aber bereits 50 % größer als der fiktive Erlösanteil.

Daraus ergibt sich, dass mit den Verfahrensschritten bis zur Herstellung des LKK keine Kostendeckung über die fiktiven Erlöse möglich ist. Es kommt hinzu, dass der fiktive Erlös über die Glucose zur Backhefeherstellung nur materialisiert werden kann, wenn sich zwischen der Stärkefabrik und dem potentiellen Kooperationspartner, der Hefefabrik, eine Zusammenarbeit verwirklichen lässt. Darin besteht allerdings ein erstrebenswertes Ziel, weil damit gleichzeitig auch ein Beitrag zur Umweltentlastung geleistet werden könnte.

Mit dem im prozesstechnischen Maßstab hergestellten LKK, wurden Brötchen für die vorgesehenen Humanversuche gebacken. Die bisher damit durchgeführten Humanversuche haben gezeigt, dass durch die Verabreichung von 6 Gramm LKK, das in Brötchen eingebacken war, bei gesunden Probanden der postprandiale Blutglucose- und Insulinanstieg signifikant vermindert wurde.

Da das LKK einen positiven Einfluss auf den Kohlenhydratstoffwechsel ausübt, ist es durchaus realistisch, dass es gewinnbringend vermarktet werden kann. Das setzt allerdings einschlägige Werbemaßnahmen voraus, um Märkte zu erschließen. Die Produktionskapazität der Stärkefabrik für das LKK beläuft sich derzeit auf 1.500t LKK/a. Die Produktion dieser LKK-Menge erfordert Investitionen in Höhe von etwa 3.5 Millionen €. Die dafür erforderliche unternehmerische Entscheidung kann erst getroffen werden, wenn mehr Sicherheit in die Vermarktbarkeit des LKK vorhanden sein wird, als das gegenwärtig der Fall ist.

Öffentlichkeitsarbeit und Präsentation

Die Ergebnisse wurden bisher überwiegend durch Vorträge auf nationalen Tagungen publik gemacht. Es wurde allerdings bereits auch in einer Fernsehsendung des ORF über unser Projekt mit bei uns im Institut aufgenommenen Details zur LKK-Herstellung berichtet. Augenblicklich planen wir, die Ergebnisse in wissenschaftlichen Zeitschriften zu publizieren.

x

Fazit

Das Projekt konnte seiner Zielsetzung entsprechend, die in der Herstellung eines löslichen, den Kohlenhydratstoffwechsel beeinflussenden, nichtstärkeartigen Ballaststoffkonzentrats aus dem Prozesswasser einer Weizenstärkefabrik bestand, erfolgreich abgeschlossen werden.

Im Laufe der Projektdurchführung zeigte sich, dass die ursprünglichen Ideen zur Wertschöpfung im Bereich der Nebenprodukte sich nicht realisieren lassen.

Eine gewinnbringende Vermarktung des LKK ist trotz der hohen Herstellungskosten aufgrund des ernährungsphysiologischen Werts des Produkts als gegeben anzunehmen.

Eine Herstellung und Vermarktung des LKK liegt in Anbetracht der schnellen Zunahme des metabolischen Syndroms, auf das es sich als Rezepturkomponente in Lebensmitteln stabilisierend und zurückdrängend auswirken kann, im gesundheitspolitischen Interesse.

Eine unternehmerische Entscheidung zur Produktion kann in Anbetracht der hohen Investitionskosten für die Produktion des LKK jedoch erst getroffen werden, wenn mehr Sicherheit für die Vermarktbarkeit des LKK vorhanden sein wird, als das derzeit der Fall ist.

INHALTSVERZEICHNIS

0	ZUSAMMENFASSUNG	11
1	ANLASS UND ZIELSETZUNG DES PROJEKTS	17
1.1	Stand der Technik und des Wissens	19
1.2	Beschreibung der Weizenstärkefabrik und des Projektziels	25
1.2.1	Exkurs: Herstellung von Futter- und Backhefe	28
1.2.1.1	Herstellung von Futterhefe und Bakterien als Proteinquelle	28
1.2.1.2	Herstellung von Backhefe	31
1.3	Durchführung des Projekts und Ergebnisdarstellung	34
2	MATERIAL UND METHODEN	37
2.1	Aufbau und Betrieb der Laboranlage	38
2.2	Aufbau und Betrieb der Technikumsanlage	39
2.3	Aufbau und Betrieb der Pilotanlage	47
2.3.1	Herstellung des Fermentationssubstrats	48
2.3.2	Beschreibung der Fermentationsanlage	49
2.3.3	Betrieb der Fermentationsanlage	52
2.3.4	Ultrafiltration	53
2.3.5	Sprühtrocknung des LKK -haltigen Retentats	55
2.4	Auswahl der Hefen für die Futter- und Backhefeherstellung	56
2.5	Verwendete Enzympräparate	57
2.6	Backversuche mit den LKK - Präparaten	57
2.7	Analysenmethoden	59
2.7.1	Bestimmung des Wassergehalts	59
2.7.2	Bestimmung des Stärke- und des Glucosegehalts	60
2.7.3	Bestimmung des Gehalts an Ballaststoffen	60
2.7.4	Bestimmung des Pentosan-Gehalts	60
2.7.5	Bestimmung des β -Glucan-Gehalts	60
2.7.6	Bestimmung des Proteingehalts	60
2.7.7	Bestimmung des $MgSO_4$ -fällbaren Stickstoffs	61
2.7.8	Bestimmung des α -Amino-Stickstoffs	61
2.7.9	Bestimmung des Aschegehalts	61
2.7.10	Bestimmung des Fettgehalts	61
2.7.11	Bestimmung der Triebkraft der Backhefe	62
2.7.12	Bestimmung der Zellzahl	62

2.7.13	Nachweis von Fremdhefen	62
2.7.14	Nachweis von Bakterien	63
2.7.15	Bestimmung des Ethanolgehalts	63
2.7.16	Bestimmung der Viskosität	63
3	ERGEBNISSE UND DISKUSSION	64
3.1	Zusammensetzung des Prozesswassers	64
3.2	Enzymatische Aufbereitung des Prozesswassers	66
3.2.1	Verflüssigung des Stärkeanteils im Prozesswasser	67
3.2.2	Abtrennung der Proteinfraction	69
3.2.3	Verzuckerung der verflüssigten Stärke in der Prozesswasserfraction	71
3.2.4	Proteolyse des Proteins in der Prozesswasserfraction	77
3.3	Durchführung des Verfahrens im Labormaßstab	80
3.4	Durchführung des Verfahrens im Technikumsmaßstab	81
3.4.1	Proteolytische Behandlung des geklärten Prozesswassers	83
3.4.2	Aufbereitung der Futterhefe	86
3.4.3	Ultrafiltration des fermentierten Prozesswassers	86
3.4.4	Sprühtrocknung des Dia-Retentats	88
3.4.5	Aufbereitung der Proteinfraction zu einem Backmittel	89
3.4.6	Inhaltsstoffzusammensetzung und Ausbeute der Produkte aus dem Prozesswasser	92
3.4.7	Herstellung von Backwaren mit dem Technikums-LKK	94
3.5	Durchführung des Verfahrens im Pilotmaßstab	96
3.5.1	Fermentation im Pilotmaßstab	96
3.5.2	Ultrafiltration im Pilotmaßstab	99
3.5.3	Sprühtrocknung im Pilotmaßstab	102
3.5.4	Herstellung von Backwaren mit dem Pilot-LKK	103
3.5.5	Massebilanz des Pilotverfahrens	105
3.6	Wirtschaftlichkeitsberechnung	109
4.	ÖFFENTLICHKEITSARBEIT	118
5.	FAZIT	120
6	LITERATUR	122
7.	ABSCHLUßBERICHT	126
	Bearbeiter: Dr. Wolfgang Lüder, Prof. Dr. H.-J. F. Zunft	126

Tabellen

Tabelle	Titel	Seite
1	Typische u des Erntejahrs 2003	25
2	Vermehrung von Hefen auf verschiedenen Substraten	30
3	Vermehrung von Hefen auf verschiedenen Substraten	31
4	Volumenströme während der Fed-Batch-Phase des Fermenters	43
5	Enzympräparate für die Prozesswasseraufbereitung	57
6	Zusammensetzung von Weizenbrötchen ohne LKK-Zugabe	58
7	Zusammensetzung von Weizenbrötchen mit LKK-Zugabe	59
8	Zusammensetzung der Trockensubstanz des Prozesswassers der Weizenstärkefabrik (n=5)	65
9	Viskosität und Temperatur während der Verflüssigung und der Verzuckerung	68
10	Durchschnittliche Zusammensetzung der Proteinfraction	69
11	Durchschnittliche Verteilung der wichtigsten Inhaltsstoffe des Prozesswassers nach der Verflüssigung des Stärkeanteils auf die Proteinfraction und die Prozesswasserfraction	70
12	Versuchsschema zum amylytischen Abbau des Oberlaufs eines α -amylytisch behandelten und zentrifugierten Prozesswassers	73
13	Versuchsschema zum amylytischen Abbau des Oberlaufs eines α -amylytisch behandelten und zentrifugierten Prozesswassers	74
14	Errechnete durchschnittliche Inhaltsstoffzusammensetzung der zum Fermentationssubstrat durch Versuche aufbereiteten Prozesswasserfraction	75
15	Reale Zusammensetzung des Fermentationssubstrats zu verschiedenen Zeitpunkten	76
16	Prozessparameter der Fermentation im Technikumsfermenter	82

17	Proteolytische Behandlung des geklärten Prozesswassers	84
18	Charakterisierung der stickstoffhaltigen Komponenten vor und nach der Proteolyse des geklärten Prozesswassers	84
19	Proteingehalt der Futterhefe in Abhängigkeit von der Art der Stickstoffversorgung	85
20	Zusammensetzung der Trockenmasse des Fermentationssubstrats in Abhängigkeit von der Art der Membranfiltration und der Proteolyse	85
21	Zusammensetzung der Trockensubstanzströme bei der Diafiltration des fermentierten und hefefreien Prozesswassers im Technikumsmaßstab	87
22	Zusammensetzung der Trockensubstanzströme bei der Diafiltration des fermentierten und hefefreien Prozesswassers im Technikumsmaßstab	91
23	Zusammensetzung der Endprodukte	93
24	Ausbeute an Produkten aus dem Prozesswasser bei der Anwendung des Verfahrens im Technikumsmaßstab	94
25	Qualitätskriterien der mit Technikums-LKK angereicherten Brötchen	95
26	Zulaufschema für die Substratzugabe in den Pilotfermenter während der Startphase	97
27	Verlaufsdaten einer kontinuierlichen Fermentation im Pilotfermenter	98
28	Prozessdaten der ersten Stufe der Diafiltration des im Pilotmaßstab fermentierten Prozesswassers	100
29	Prozessdaten der zweiten Stufe der Diafiltration des im Pilotmaßstab fermentierten Prozesswassers	100
30	Zusammensetzung der Trockensubstanzströme bei der Diafiltration des im Pilotmaßstab fermentierten Prozesswassers	102
31	Zusammensetzung der Chargen des für die Humanversuche verwendeten Pilot-LKK	104
32	Qualitätskriterien der mit Pilot-LKK angereicherten Brötchen	104
33	Tabellarische Darstellung einer Aufbereitung des Prozesswassers ohne Fermentation	108

34	Rechnerisch ermittelte Trockensubstanzbilanz der alternativen Aufarbeitungen des Prozesswassers	111
35	Rechnerisch ermittelte Feuchtmassebilanz der alternativen Aufarbeitungen des Prozesswassers	112
36	Produkte aus der alternativen Aufarbeitung des Prozesswassers	112
37	Variable Kosten für die Aufbereitung des Prozesswassers sowie die Herstellung der Futterhefe und des LKK	116
38	Variable und fixe Kosten für die Aufbereitung des Prozesswassers sowie die Herstellung der Futterhefe und des LKK	117

Abbildungen

Abbildung	Titel	Seite
1	Vereinfachtes Fließbild für die Aufbereitung des Prozesswassers im Labormaßstab	39
2	Schematische Darstellung der Prozesswasseraufbereitung im Technikumsmaßstab	40
3	Anlage zur enzymatischen Aufbereitung des Fermentationssubstrats	41
4	Kontinuierliche Fermentationsanlage	44
5	Regelung der Fermentationsanlage	44
6	Microdyn Ultrafiltrationsanlage	45
7	Niro-Sprühtrocknungsanlage	46
8	BVG Stärkekonverter	49
9	Skizze des Fermenters der Pilotanlage	50
10	Kontinuierlicher Fermenter der Pilotanlage	52
11	Ultrafiltrationsanlage der Pilotanlage mit einem Modul	54
12	Industrielle Ultrafiltrationsanlage der Pilotanlage mit 6 Modulen	55
13	Einfluss des pH-Werts auf den Anteil des α -Amino-Stickstoffs am Gesamtstickstoff des abgebauten Prozesswassers	78
14	Einfluss der Temperatur auf den Anteil des α -Amino-Stickstoffs am Gesamtstickstoff des abgebauten Prozesswassers	78
15	Einfluss des pH-Werts auf den Anteil des $MgSO_4$ -fällbaren Stickstoffs am Gesamtstickstoff des abgebauten Prozesswassers	79
16	Einfluss der Temperatur auf den Anteil des $MgSO_4$ -fällbaren Stickstoffs am Gesamtstickstoff des abgebauten Prozesswassers	79
17	Verlauf der Fermentation im Laborfermenter	81
18	Verlauf der Fermentation im Technikumsfermenter	83

19	Weizenbrötchen mit und ohne Technikums-LKK	95
20	Dreistufige Diafiltration des fermentierten Prozesswassers	101
21	Weizenmehlbrötchen mit und ohne Pilot-LKK	104
22	Fließschema für die alternative Aufarbeitung des Prozesswassers.	106

0 Zusammenfassung

Das Projekt war auf die Entwicklung eines biotechnologischen Verfahrens zur Herstellung eines diätetisch wirksamen Produkts aus im Prozesswasser von Weizenstärkefabriken gelösten Stoffen gerichtet, die aus dem zur Stärke- und Klebergewinnung eingesetzten Weizenmehl stammen. Zielsetzung war es dabei, den ernährungsphysiologisch wertvollen Stoff, welcher ein lösliches, nicht-stärkeartiges Kohlenhydrat ist, von den für den erstrebten Einsatz nicht verwertbaren mit Hilfe biotechnologischer Verfahren zu trennen, zu reinigen und zu konzentrieren. Das so hergestellte, lösliche nicht-stärkeartige Kohlenhydratkonzentrat (LKK = lösliches Kohlenhydratkonzentrat) soll als diätetische Komponente von Lebensmitteln seine bereits bekannte ernährungsphysiologische Funktion erfüllen, die in seiner Wirkung auf den postprandialen Blutglucose- und Insulinanstieg besteht.

Die Verfahrensentwicklung erfolgte in partnerschaftlicher Zusammenarbeit zwischen der Technischen Universität Berlin, Institut für Lebensmitteltechnologie, Berlin und der Firma Jäckering AG, Hamm. Ein weiterer Projektpartner war das Deutsche Institut für Ernährungsforschung, Bergholz-Rehbrücke, dessen Aufgabe die Prüfung der Wirksamkeit des LKK war.

Die sich aus der Zusammensetzung der Trockensubstanz des Prozesswasserstroms ergebende Aufgabenstellung bestand im Wesentlichen aus zwei verfahrenstechnischen Teilaufgaben, die aufeinander folgend durchgeführt wurden. Die erste Teilaufgabe hatte den Bau und Betrieb einer Labor- sowie einer kleinen Pilotanlage im Institut zum Gegenstand, mit dem die wesentlichen Verfahrensschritte zur biotechnologischen Aufarbeitung der Prozesswassertrockensubstanz erarbeitet wurden. Die zweite Teilaufgabe bestand danach darin, die aus der Lösung der ersten Teilaufgabe gewonnenen Erkenntnisse auf den Bau und Betrieb einer industriellen Pilotanlage zu übertragen.

Die schrittweise Lösung der verfahrenstechnischen Aufgabe brachte den Vorteil mit sich, dass zwischen beiden Aufgabenteilen die physiologische Wirksamkeit des LKK geprüft werden konnte. Damit wurde das Risiko gemindert, eine Fehlinvestition in den Bau der industriellen Pilotanlage zu tätigen. Das war deshalb wichtig, weil ja

nicht bekannt war, ob das aus dem konkreten Prozesswasser gewinnbare LKK eine zu dem Modell-LKK gleiche ernährungsphysiologische Wirkung besitzen würde.

Die Laboranlage wurde im Technikum des Instituts in Berlin aufgebaut. Sie wurde für ein Verarbeitungsvolumen von 300 ml Prozesswasser/h entwickelt und diente im Wesentlichen dazu, die optimalen Verfahrensparameter für die kontinuierliche Fermentation zu ermitteln. Die Technikumsanlage zur Prozesswasseraufbereitung wurde ebenfalls im Technikum des Instituts in Berlin aufgebaut. Die Anlage hat eine Verarbeitungskapazität von ca. 10 l Prozesswasser/h.

Das für die Durchführung des Verfahrens erforderliche Prozesswasser wurde zunächst in der Stärkefabrik nach Zugabe von α -Amylase mit einem Jet-Kocher aufgekocht. Danach wurde es mit einem Teller-separator zentrifugiert. Der nun quasi-sterile Prozesswasserüberstand wurde in 1.000 l-Chargen zur Weiterverarbeitung nach Berlin transportiert. Das Sediment wurde zur Entwicklung eines Backmittels ebenfalls jeweils frisch in aliquoten Anteilen nach Berlin gebracht und dort weiter aufbereitet. Die Aufbereitung erfolgte durch Sprühtrocknung des Sediments und Extraktion des Trockenprodukts mit Hexan.

Die mit der Technikumsanlage erzielten Ergebnisse wurden auf den industriellen Pilotmaßstab übertragen, um insbesondere eine größere Menge LKK mit einheitlicher Qualität herstellen zu können, damit die ernährungsphysiologischen Studien mit einem Produkt durchgeführt werden konnten, das mit großer Sicherheit in gleicher Weise auch im industriellen Maßstab hergestellt werden kann.

Im Verlauf der Durchführung dieses Projektteils ergab sich zusätzlich die Möglichkeit, einen Teil des enzymatisch aufbereiteten und separierten Prozesswassers als Fermentationssubstrat für die Backhefeherstellung an eine Backhefefabrik zu liefern. Auf diese Weise war es möglich, die Verwertbarkeit des verzuckerten und weiter aufbereiteten Prozesswassers zur Backhefeherstellung prüfen zu können.

Die Fermentation des verzuckerten Prozesswassers erfolgte in der Stärkefabrik mit einer neu aufgebauten Fermentationsanlage auf der Basis eines Rührwerkreaktors. Die Fermentation wurde wie im Technikumsmaßstab kontinuierlich durchgeführt. Die

Hefe wurde mit einem Düsenseparator aus dem Fermenterablauf zentrifugal und kontinuierlich separiert.

Die Ultrafiltration des Separatoroberlaufs erfolgte zunächst mit einer kleinen Pilotanlage mit einem industriellen Membranfilter. Danach wurde auf Leihbasis eine größere Ultrafiltrationsanlage eingesetzt, die mit ihren Modulen einen Großteil des Separatoroberlaufs verarbeiten konnte. Das Retentat wurde zur Vorbereitung auf der Sprühtrocknung pasteurisiert. Die Sprühtrocknung erfolgte in einer auf Lohntrocknung spezialisierten Firma, da die Anschaffung einer Sprühtrocknungsanlage im Pilotmaßstab sehr unwirtschaftlich gewesen wäre.

Die Durchführung des Verfahrens im Technikumsmaßstab führte zu der Erkenntnis, dass unter den herstellbaren Produkten das LKK tatsächlich den bei weitem wertvollsten Stoff darstellt, dessen wirtschaftliche Herstellung unter Berücksichtigung der anfänglichen Überlegungen zur Verfahrensentwicklung aber nur über eine Wertschöpfung im Bereich der anderen vermarktbareren Endprodukte geschaffen werden kann. Diesbezüglich wurde auf der Grundlage der Ergebnisse zur Aufbereitung des Lipidanteils der Proteinfraction zu einem Backmittel festgestellt, dass die Proteinfraction für die erstrebte Wertschöpfung nicht geeignet ist. Somit fällt ein für die Erreichung der Wirtschaftlichkeit des Verfahrens wesentliches Element heraus. Es ergaben sich deshalb insbesondere an dieser Stelle der Durchführung des Vorhabens Überlegungen zur alternativen Ausgestaltung des Verfahrens, insbesondere im Hinblick auf die mit ihm durch Fermentation herstellbaren Produkte.

Nachdem im Technikumsmaßstab die prinzipielle Durchführbarkeit des Verfahrens bewiesen war und auch schon eine erste Abschätzung der möglichen Produktausbeuten aus dem ungeklärten Prozesswasser gemacht werden konnte, ging es darum, das Verfahren in den Pilotmaßstab zu übertragen, um die im Technikumsmaßstab ermittelten Ergebnisse weiter zu konkretisieren. Darauf aufbauend wurde schließlich eine Wirtschaftlichkeitsberechnung für das Verfahren durchgeführt. Diesbezüglich wirkte sich erschwerend aus, dass die im Verfahren anfallende Proteinfraction als Futtermittel zu betrachten ist. Deshalb wurde das Verfahren auch dahingehend untersucht, eine alternative Nutzung des Fermentationssubstrats zu ermöglichen. Eine Alternative zur Nutzung des

Fermentationssubstrats zur Futterhefeherstellung wurde in der Backhefeherstellung gesehen.

Weitere Zielsetzung war es, mit der Pilotanlage unter prozessrelevanten Bedingungen LKK herzustellen, um an diesem Produkt den endgültigen Beweis zu führen, dass es den postprandialen Kohlenhydratstoffwechsel positiv beeinflussen kann. Für die Prüfung der ernährungsphysiologischen Wirkung des Pilot-LKK wurden die entsprechenden Produkte in gesonderten Versuchen unter besonders kontrollierten Bedingungen hergestellt. Das war erforderlich, um insbesondere die notwendigen mikrobiologischen Sicherheitsforderungen an die Produkte zu erfüllen.

Mit dem im prozesstechnischen Maßstab hergestellten LKK, wurden Brötchen für die vorgesehenen Humanversuche gebacken. Da die sensorischen Eigenschaften des Pilot-LKK (Geruch, Geschmack) neutraler waren als die des Technikums-LKK schmeckten auch die Brötchen neutraler. Außerdem war die Farbe leicht heller. Sie tendierte im Farbton von ocker nach gelblich. Die Verbesserung der sensorischen und damit funktionellen Eigenschaften des Pilot-LKK gegenüber dem Technikums-LKK war insbesondere auf die Erhöhung des Volumenkonzentrationsfaktors bei der Pilot- gegenüber der Technikumsmembranfiltration zurückzuführen. Sie wurde allerdings durch einen Rückgang in der LKK-Ausbeute erkauft.

Die bisher durchgeführten Humanversuche haben gezeigt, dass durch die Verabreichung von 6 Gramm LKK, das in Brötchen eingebacken war, bei gesunden Probanden der postprandiale Blutglucose- und Insulinanstieg signifikant vermindert wurde.

Aus der Hochrechnung der Ergebnisse der verschiedenen Versuche zur Prozesswasseraufarbeitung und der daraus berechneten Abschätzung alternativer Aufarbeitungen ergaben sich die Massebilanzen (Feucht- und Trockensubstanz) für die mit dem Verfahren und seinen alternativen Durchführungen herstellbaren Produkte. Unter den Alternativen zur Verfahrensdurchführung sind die Alternativen mit Backhefeherstellung von besonderem Interesse, weil die in einer Backhefefabrik im großtechnischen Maßstab mit dem entschlammten und verzuckerten Prozesswasser durchgeführten Verhefungen positive Ergebnisse gezeigt haben.

Bei der einen Alternative wird das Prozesswasser nach der Verzuckerung entschlammung und dann ultrafiltriert. Dadurch kommt es zu einer erheblichen Abreicherung an Pentosanen im Permeat gegenüber dem Zulauf und einer entsprechenden Anreicherung im Retentat. Die Verteilung des Glucosegehalts zwischen Retentat und Permeat kann so gelenkt werden, dass ca. 85 % der im Zulauf vorhandenen Glucose in das Permeat gelangen und 15 % im Retentat verbleiben. Es bietet sich deshalb an, die Fermentation des nach der Verzuckerung und Entschlammung ultrafiltrierten Prozesswassers sowohl zur Futter- als auch zur Backhefeherstellung zu verwenden. Diese Vorgehensweise erscheint auch deshalb zweckmäßig zu sein, weil auf diese Weise der Anfall an Futterhefe stark vermindert werden könnte und mit der Backhefe ein deutlich höherwertiges Produkt entstünde, als es die Futterhefe ist.

Die Wirtschaftlichkeitsberechnung für die Durchführung dieser Verfahrensalternative geht von einem Prozesswasseranfall von 1.600 kg Prozesswasser/1000 kg Mehl aus. Dabei wird die ermittelte durchschnittliche Trockensubstanzkonzentration von 10,6 % als Bezugsgröße für alle Bilanzierungen der Trockensubstanzen verwendet. Demzufolge basiert die Wirtschaftlichkeitsberechnung auf der Rechengröße eines Substanzübergangs von 169,6 kg aus 1.000 kg Mehl in das Prozesswasser. Dem Projektpartner geht praktisch der dem Mehlsubstanzanteil von 169,6 kg entsprechende Geldwert von 28,83 € vollständig verloren, es entstehen ihm dafür aber auch keine Abwasserkosten, die andere Stärkefabriken für den in das Abwasser übergehenden Mehlsubstanzanteil aufwenden müssen.

In die Wirtschaftlichkeitsberechnung gehen die Kosten ein, welche bei der Aufarbeitung des Prozesswassers entstehen. Diese können grob in die Kosten für die Herstellung der Fermentationssubstrate, dem Permeat und Retentat der ersten Stufe der Membranfiltration, die Futterhefeherstellung aus dem Retentat und die LKK-Herstellung aus diesem fermentierten, geklärten und erneut membranfiltrierten Retentat unterteilt werden. Diese Unterteilung entspricht auch der Zuordnung der Kosten für die Produkte.

Die Gesamtkosten für die Aufarbeitung wurden auf 48,34 €/1.000 kg Prozesswasser errechnet. Die Differenz aus den Gesamtkosten und den fiktiven Erlösen resultierte in 36,10 €/1.000 kg Prozesswasser, denen 12,2 kg LKK mit 10 % Wassergehalt als Endprodukte aus 1.000 kg Prozesswasser gegenüberstehen. Daraus folgt, dass die Herstellungskosten für ein Kilogramm LKK 2,96 €/kg betragen werden. Dabei zeigt die Differenzierung der Kosten, dass ziemlich genau 50 % der Kosten allein auf die Herstellung des LKK aus dem ersten Retentat entfallen. Die anderen 50 % oder 18 €/1.000 kg Prozesswasser sind aber bereits 50 % größer als der fiktive Erlösanteil.

Daraus folgt, dass mit den Verfahrensschritten bis zur Herstellung des LKK keine Kostendeckung über die fiktiven Erlöse möglich ist. Es kommt hinzu, dass der fiktive Erlös über die Glucose zur Backhefeherstellung nur materialisiert werden kann, wenn sich zwischen der Stärkefabrik und dem potentiellen Kooperationspartner, der Hefefabrik, eine Zusammenarbeit verwirklichen lässt. Darin besteht allerdings ein erstrebenswertes Ziel, weil damit gleichzeitig auch ein Beitrag zur Umweltentlastung geleistet werden könnte.

Da das LKK einen positiven Einfluss auf den Kohlenhydratstoffwechsel ausübt, ist es durchaus realistisch, dass es gewinnbringend vermarktet werden kann. Das setzt allerdings einschlägige Werbemaßnahmen voraus, um Märkte zu erschließen. Die Produktionskapazität der Stärkefabrik für das LKK beläuft sich jedenfalls bezogen auf den derzeitigen Anfall des Prozesswassers (Hamino) von 130.000t/a auf rund 1.500t LKK/a. Die Vermarktung einer so großen Menge LKK kann nur langsam erfolgen. Dem steht entgegen, dass die Anlagenkapazität und die Investitionen in diese nicht beliebig klein gewählt werden kann. Die Produktion von 1.500 t LKK/a erfordert Investitionen in Höhe von etwa 3.5 Millionen €. Die dafür erforderliche unternehmerische Entscheidung kann erst getroffen werden, wenn mehr Sicherheit in die Vermarktbarkeit des LKK vorhanden sein wird als das gegenwärtig der Fall ist. Deshalb arbeiten wir z.Z. in einem Forschungsprojekt mit, in welchem das LKK auf breiter Basis hinsichtlich seiner Wirkung zur Beeinflussung des metabolischen Syndroms untersucht wird.

1 Anlass und Zielsetzung des Projekts

Das Projekt war auf die Entwicklung eines biotechnologischen Verfahrens zur Herstellung eines diätetisch wirksamen Produkts aus im Prozesswasser von Weizenstärkefabriken gelösten Stoffen gerichtet, die aus dem zur Stärke- und Klebergewinnung eingesetzten Weizenmehl stammen. Zielsetzung war es dabei, den ernährungsphysiologisch wertvollen Stoff, welcher ein nicht-stärkeartiges Kohlenhydrat ist, von den für den erstrebten Einsatz nicht verwertbaren mit Hilfe biotechnologischer Verfahren zu trennen, zu reinigen und zu konzentrieren. Das so hergestellte, lösliche nicht-stärkeartige Kohlenhydratkonzentrat (LKK = lösliches Kohlenhydratkonzentrat) soll als diätetische Komponente von Lebensmitteln seine bereits bekannte ernährungsphysiologische Funktion erfüllen (1), die in seiner Wirkung auf den postprandialen Blutglucose- und Insulinanstieg besteht.

Die Verfahrensentwicklung erfolgte in partnerschaftlicher Zusammenarbeit zwischen der Technischen Universität Berlin, Institut für Lebensmitteltechnologie, Berlin und der Firma Jäckering AG, Hamm. Ein weiterer Projektpartner war das Deutsche Institut für Ernährungsforschung, Bergholz-Rehbrücke, dessen Aufgabe die Prüfung der Wirksamkeit des LKK war. Die Projektpartner werden im Folgenden entsprechend der Reihenfolge ihrer vorstehenden Zitierung als Partner A, B und C bezeichnet.

Die Verfahrensentwicklung baute auf einem von Partner A im Pilotmaßstab entwickelten Verfahren auf (2), das ebenfalls auf die Herstellung eines LKK aus Weizenmehl gerichtet war. Die Zielsetzung der Verfahrensentwicklung bestand allerdings lediglich darin, aus dem Weizenmehl ein LKK herzustellen, an dem die vorgenannte ernährungsphysiologische Wirkung festgestellt werden konnte (1). Es wurde deshalb in dieser Untersuchung kein besonderer Wert auf die mögliche Integration der Verfahrensschritte zur Herstellung dieses LKK (Modell-LKK) in die Prozesstechnik einer Weizenstärkefabrik gelegt.

Als die ernährungsphysiologische Wirksamkeit des Modell-LKK aus dieser dem Projekt vorangegangenen Entwicklungsarbeit erwiesen war, bildete der erreichte Kenntnis- und Entwicklungsstand den Ausgangspunkt für die Lösung der

Aufgabenstellung des Projekts, die in der Anpassung der für die Herstellung des Modell-LKKs im Pilotverfahren verwendeten Verfahrensschritte auf die Prozesstechnik der von Partner B betriebenen Weizenstärkefabrik bestand. Die dafür erforderliche Verfahrensentwicklung musste auf die in der Weizenstärkefabrik angewendete zentrifugale Trennung einer Weizenmehldispersion in drei Phasen abgestimmt werden. Diese Trenntechnik zeichnet sich im Verhältnis zu der für die Herstellung des im Modell-LKK gewählten dadurch aus, dass sich ein Prozesswasserstrom ergibt, aus dem das LKK gewonnen werden kann, der neben gelösten auch noch teilweise gequollene und unlösliche Stoffe enthält.

In der besonderen Zusammensetzung der Trockensubstanz des Prozesswassers der Weizenstärkefabrik des Partners B bestand zugleich auch der wirtschaftliche Ansatz zur Lösung der Aufgabenstellung. Die Zusammensetzung der Prozesswassertrockensubstanz erlaubt es, aus ihr verschiedene Produkte herstellen zu können, die mit Blick auf Vergleichsprodukte wenigstens teilweise einen bezifferbaren Wert besitzen.

Die sich aus der Zusammensetzung der Trockensubstanz des Prozesswasserstroms ergebende Aufgabenstellung bestand im Wesentlichen aus zwei verfahrenstechnischen Teilaufgaben, die aufeinander folgend durchgeführt wurden. Die erste Teilaufgabe hatte den Bau und Betrieb einer Labor- sowie einer kleinen Pilotanlage im Institut zum Gegenstand, mit dem die wesentlichen Verfahrensschritte zur biotechnologischen Aufarbeitung der Prozesswassertrockensubstanz erarbeitet wurden und die sich daraus ergebende Produktherstellung betrieben wurde. Die zweite Teilaufgabe bestand danach darin, die aus der Lösung der ersten Teilaufgabe gewonnenen Erkenntnisse auf den Bau und Betrieb einer industriellen Pilotanlage zu übertragen.

Die schrittweise Lösung der verfahrenstechnischen Aufgabe brachte den Vorteil mit sich, dass zwischen beiden Aufgabenteilen die physiologische Wirksamkeit des LKK geprüft werden konnte. Damit wurde das Risiko gemindert, eine Fehlinvestition in den Bau der industriellen Pilotanlage zu tätigen. Das war deshalb wichtig, weil ja nicht bekannt war, ob das aus dem konkreten Prozesswasser gewinnbare LKK eine zu dem Modell-LKK gleiche ernährungsphysiologische Wirkung besitzen würde. Die

Prüfung der ernährungsphysiologischen Wirkung erfolgte deshalb entsprechend der verfahrenstechnischen Entwicklung in zwei Schritten. Begleitend zu diesen Entwicklungsarbeiten wurden außerdem Arbeiten zur Verwertung der Produkte durchgeführt.

Dieser aufeinander folgenden Lösung der Einzelaufgaben entsprechend erfolgt nachstehend die Darstellung der erzielten Ergebnisse und die Evaluierung ihrer möglichen Verwertbarkeit im prozesstechnischen Maßstab unter wirtschaftlichen Gesichtspunkten. Zum Verständnis der dem Projekt zugrunde liegenden verfahrenstechnischen Aufgabenstellung soll nachfolgend zunächst der Stand der Technik und des Wissens zur Weizenstärke- und -klebergewinnung sowie zur Aufbereitung bzw. Beseitigung der dabei in Lösung gehenden Stoffe aus dem Weizenmehl und ihre Verwertung dargestellt werden.

1.1 Stand der Technik und des Wissens

Die Prozesstechnik zur Weizenstärke- und -klebergewinnung ist heute vor allem durch die zentrifugale Trennung von Mehldispersionen in Stärke und Kleber gekennzeichnet. Diese Trenntechnik hat die zuvor eingesetzte Auswaschung von Teigen im Martin-Verfahren (3-6) vollständig abgelöst. In diesem Verfahren wurde die Stärke durch Auswaschung eines Teigs aus Mehl und Wasser in Auswaschapparaten vom Kleber getrennt. Der Teig wurde zuvor durch Mischen mit Wasser in einem Knetter gebildet, wobei der Kleber durch den Knetvorgang agglomeriert wurde. Dabei entstand ein großes Prozesswasservolumen mit einer niedrigen Konzentration an gelösten Stoffen. Die gesamte Stärke bildete zusammen mit den unlöslichen Schleimstoffen eine im Prozesswasser suspendierte Fraktion, während der Kleber als gereinigte Substanzfraktion gewonnen wurde. Dagegen führt die heute angewandte zentrifugale Trennung der Stärke vom Kleber zu einer reinen Prima-Stärke-Fraktion, der Hauptmasse, und zwei weiteren Masseströmen, von denen der eine den Kleber enthält.

Der wesentliche Fortschritt der zentrifugalen Trennung gegenüber dem Auswaschen besteht nun darin, dass die Prima-Stärke in Sekundenschnelle aus der verdünnten Dispersion getrennt wird, während der gleiche Vorgang beim Auswaschen bis zu

einer halben Stunde dauert. Mit dieser Verkürzung der Verweilzeit der Masse im Trennsystem verringert sich auch die pro Zeiteinheit bei gleicher Verarbeitungskapazität im gesamten System befindliche Feststoff- und Wassermasse gegenüber der im Martin-Verfahren erheblich. Die wesentlichen Vorteile der zentrifugalen Trenntechnik gegenüber der durch Auswaschen eines Teiges bestehen folglich darin, dass wesentlich größere Massenströme bewältigt werden können und Prozesswasserrückführungen möglich sind.

Damit waren die Voraussetzungen für den Bau großer Fabriken und die Anhebung der Konzentration gelöster Stoffe im Prozesswasser geschaffen worden. Diese Vorteile verursachten eine schnelle Verdrängung des Martin-Verfahrens, so dass die Weizenstärkeindustrie im Hinblick auf ihre Prozesstechnik geradezu revolutioniert worden ist. Ein weiterer Vorteil besteht darin, dass die in Lösung gehenden Stoffe gegenüber dem Martin-Verfahren in einem weitaus kleineren Prozesswasservolumen anfallen. Sie erreichen darin eine Konzentration, die mit 3,0 - 3,5 % dreimal größer ist als die im Abwasser der früher nach dem Martin-Verfahren arbeitenden Fabriken.

Der Nachteil aller Verfahren zur Weizenstärke- und -klebergewinnung besteht darin, dass bis zu 10 % der Mehl trockenmasse als gelöste Stoffe in das Prozesswasser übergehen. Diese Stoffe werden bisher noch nicht für die menschliche Ernährung zurück gewonnen, sondern werden entweder in Futtermittel oder Biogas und/oder Dünger umgesetzt. Diese Umsetzungen hängen von der Lage der Fabriken und den prozesstechnischen Randbedingungen ab. Dazu zählt vor allem, ob die Stärkefabrik ihr Mehl selbst herstellt.

Der Verlust der im Prozesswasser gelösten Stoffe für die menschliche Ernährung wird in Kauf genommen, weil bisher kein Stoff bzw. keine Stoffgruppe in ihnen bekannt war, deren ernährungsphysiologische Bedeutung eine Ausdehnung der Prozesstechnik der Weizenstärkefabriken auf ihre Rückgewinnung gerechtfertigt hätte. Das hat sich inzwischen jedoch insofern geändert, als die Partner B und C mit ihren Arbeiten zeigen konnten, dass das im Prozesswasser gelöst enthaltene nicht-stärkeartige Kohlenhydrat, das ein löslicher Ballaststoff ist, eine signifikante ernährungsphysiologische Wirkung besitzt. Dazu ist zu erwähnen, dass die von der Deutschen Gesellschaft für Ernährung (DGE) empfohlene Ballaststoffzufuhr von 30

g/d bisher durch den Verzehr der landesüblichen Kost nicht erreicht wird (7). Die Ernährung der deutschen Bevölkerung ist leider durch ein Übermaß an Energiezufuhr über die Hauptnährstoffe charakterisiert. Dies ist zusammen mit der zu geringen Ballaststoffaufnahme als Hauptursache der Erkrankungen im Bereich des metabolischen Syndroms anzusehen.

Wasserlösliche Ballaststoffe stehen gegenwärtig im Mittelpunkt des ernährungsphysiologischen Interesses, da sie durch eine technologische Behandlung, auch bei der Lebensmittelherstellung, üblicherweise nur wenig verändert werden. Sie können deshalb ihre ernährungsphysiologische Funktion in Abhängigkeit von ihren physikalischen und chemischen Eigenschaften und ihrer Applikationsform entfalten. Deshalb fehlt es nicht an Ansätzen, derartige Ballaststoffpräparate herzustellen und traditionellen Produkten zuzusetzen.

Die bisher verwirklichte höchste Nutzung der gelösten Stoffe aus dem Weizenmehl, darunter den löslichen Ballaststoffen, besteht allerdings in ihrer Verwertung als Futtermittel. Demgegenüber bewegen sich alle anderen Formen ihrer Nutzung auf einem viel niedrigeren energetischen Niveau. Die einfachste Verwertung besteht im Verregnen des Prozesswassers. Dabei wird lediglich der Düngerwert genutzt, der sich hauptsächlich aus dem gelösten Protein und den gelösten Mineralstoffen ergibt. Diese Form der Verwertung der gelösten Stoffe ist zugleich eine Form der Abwasserentsorgung. Sie findet ihre natürliche Begrenzung in der zur Verregnung zur Verfügung stehenden Landfläche. Die Kapazität der Fabriken, die ihr Abwasser verregnen, ist deshalb immer an die zur Verregnung zur Verfügung stehende Landfläche gebunden.

Diese Begrenzung konnte mit der Entwicklung anaerob-aerober Fermentationsverfahren zur Aufarbeitung des Weizenstärkefabrikabwassers aufgehoben werden. Bei diesen Verfahren entsteht aus den kohlenstoffhaltigen Verbindungen (Kohlenhydrate, Proteine) Methan, das energetisch genutzt werden kann. Damit erfolgt eine teilweise Nutzung der gelösten Stoffe als Energiequelle. Diese Nutzung ist allerdings mit erheblichen Anschaffungs- und Betriebskosten für die Fermentationsanlage verbunden. Auch ist damit das Problem der Abwasserbeseitigung nicht vollständig gelöst, weil die nicht gasförmig anfallenden

Abbauprodukte anderweitig entsorgt werden müssen. Vorteilhaft ist es allerdings, dass aufgrund der hohen Abbauraten der organischen Substanz in der Fermentationsanlage, die einen verhältnismäßig kleinen Flächenbedarf hat, die zugehörige Weizenstärkefabrik praktisch beliebig groß gebaut werden kann.

Demgegenüber stellt die Verwertung der gelösten Stoffe als Futtermittel derzeit den am höchsten entwickelten Stand der Technik dar. Die dazu am häufigsten eingesetzte Vorgehensweise besteht in der Eindampfung des Prozesswassers von anfänglich ca. 3 % auf ca. 40 % Feststoffkonzentration. Das Konzentrat wird anschließend auf Kleie aufgetrocknet. Das Mischprodukt wird zu einem Futtermittel pelletiert. Damit ist eine vollständige energetische Verwertung der gelösten Stoffe auf dem Niveau der Tierernährung gegeben.

Die Erhöhung der Prozesswasserkonzentration rückte die Eindampfung des Prozesswassers im Vergleich zur Konkurrenz der Maisstärkefabriken und der dort erfolgenden Eindampfung des Quellwassers, das in gewisser Weise ein Konkurrenzprodukt ist, in den Bereich der wirtschaftlichen Durchführbarkeit. Allerdings ist die Eindampfung des Weizenstärkeprozesswassers mit einem Energieverbrauch verbunden, der bezogen auf den jeweils eingesetzten Rohstoff erheblich größer ist, als der von Maisquellwasser (5, 6). Nachteilig ist dabei besonders auch, dass der Energieaufwand an fossiler Energie zum Eindampfen wesentlich größer ist, als es dem kalorischen Nährwert des Konzentrats entspricht.

Diese energetische Betrachtung legt an sich den Schluss nahe, dass die gelösten Stoffe besser als Abwasser entsorgt, als durch Eindampfung konzentriert werden. Vergleichsweise sei diesbezüglich darauf hingewiesen, dass der Energieertrag beim Weizenanbau fünfmal größer ist, als der dafür erforderliche energetische Aufwand. Folglich ist Weizen aus energetischer Sicht die bei weitem günstigere Quelle für ein Futtermittel als das Mischprodukt aus Kleie und gelösten Stoffen.

Vor allem der hohe energetische Aufwand, der für die beschriebene Futtermittelherstellung erforderlich ist, hat zu der Überlegung geführt, die gelösten Stoffe direkt als Futtermittel einzusetzen. Da sie jedoch auf dem Stand der Technik nur in ca. 3 bis 3,5 %iger Konzentration anfallen, ist ihr Futterwert zu niedrig, um eine

solche Verwertung durchführen zu können. Es kommt hinzu, dass die gelösten Stoffe in jedem Fall transportiert werden müssten, so dass bezogen auf deren Feststoffgehalt im Prozesswasser relativ hohe Frachtkosten anfallen würden.

Da jedoch bei der neuerdings eingesetzten Dreiphasendekantierung der Teigdispersion ein Prozesswasserstrom entsteht, der neben löslichen Stoffen auch Sekundastärke und unlösliche Pentosane enthält, ergibt es sich, dass dieser aufgrund seiner gegenüber dem üblichen Prozesswasser höheren Feststoffkonzentration von ca. 10 %, die ca. 20 % der Mehl trockenmasse ausmachen, die Voraussetzung erfüllt, direkt als Futtermittel eingesetzt werden zu können. Allerdings wird dadurch die Ausbeutebilanz der Stärkefabrik verschoben, wovon neben der Gesamtfeststoffausbeute insbesondere die Gesamtstärkeausbeute betroffen ist. Dies schlägt aber aus der Sicht der energetischen Betrachtung nicht weiter zu Buche, weil der in den Prozesswasserstrom übergehende Masseanteil energetisch auf dem Niveau eines Futtermittels bleibt und er außerdem nicht als Sekundastärke getrocknet zu werden braucht. Die Verwertung des Feststoffgehalts dieses Prozesswasserstroms als Futtermittel ist energetisch günstiger als die des Eindampfens der gelösten Stoffe, weil der Dieselölverbrauch für den Transport im konkret vorliegenden Fall der Stärkefabrik des Partners B wesentlich kleiner ist, als der für das Eindampfen erforderliche.

Im Zusammenhang mit der für Partner B erstrebten Lösung zur Aufarbeitung des Prozesswassers ist schließlich der aerobe Abbau der Inhaltsstoffe des Prozesswassers durch das sogenannte Symba-Verfahren zu erwähnen (8, 9). Dabei werden Stärke und andere α -Glucane in einer symbiotischen und kontinuierlichen Fermentation von *Endomycopsis fibuliger* und *Candida utilis* assimiliert. Die α - und β -Amylase bildende Hefe *Endomycopsis fibuliger* baut dabei α -Glucane zu Maltose und Glucose ab. Die Hefe *Candida utilis* wird zur Bildung von Biomasse mit Glucose und Maltose als Kohlenstoffquelle zusammen mit *Endomycopsis fibuliger* vermehrt. Die anfallende Biomasse wird aus dem fermentierten Prozesswasser separiert und zu Futtermittel weiterverarbeitet. Das separierte Prozesswasser kann wieder im Stärkegewinnungsprozess eingesetzt werden.

Durch dieses Verfahren können etwa 80 % der abbaubaren Kohlenhydrate und ein Teil der Mineralsalze aus dem Prozesswasser entfernt werden. Die Rezirkulationsrate des aufbereiteten Prozesswassers ist allerdings sehr begrenzt, da die Proteine und die Ballaststoffe von den eingesetzten Hefen nicht dissimiliert und assimiliert werden können. Diese Stoffe reichern sich im rezirkulierten Prozesswasser an. Außerdem steigt das Verhältnis der Biomasse von *Candida utilis* zur Biomasse von *Endomycopsis fibuliger* im Fermenter aufgrund der höheren Vermehrungsrate von *Candida utilis* gegenüber *Endomycopsis fibuliger* stetig an. Dadurch sinkt die Dissimilationsrate von *Endomycopsis fibuliger* mit der Zeit deutlich unter die Assimilationsrate von *Candida utilis*. Ein Neuanatz der Fermentation wird deshalb notwendig.

Damit ist die derzeitige Verwertungssituation der bei der Weizenstärke- und -klebergewinnung anfallenden gelösten Stoffe bezogen auf die in den Stärkefabriken angewendeten Techniken beschrieben. Ausgehend von dieser Situation hat sich durch die eingangs zitierten Arbeiten von Partner A eine neue Verwertungsmöglichkeit für Teile der im Prozesswasser der Weizenstärkefabrik gelösten Stoffe im Bereich der menschlichen Ernährung abgezeichnet.

Es konnte gezeigt werden, dass die aus dem Weizenmehl mit dem angewendeten Pilotverfahren gelösten Stoffe einen ernährungsphysiologisch wertvollen löslichen Ballaststoff enthalten (1, 2). Die Isolierung des Ballaststoffes erfolgte durch enzymatischen Abbau und fermentative Umsetzung von Teilen der Begleitstoffe. Der isolierte, gereinigte und aufkonzentrierte Ballaststoff wurde getrocknet, pulverisiert und im Rahmen einer klinischen Untersuchung verschiedenen Lebensmitteln zugesetzt. Gegenstand dieser klinischen ernährungsphysiologischen Studie war die Untersuchung der Wirkung des Ballaststoffpräparats auf den postprandialen Blutglucosespiegel nach Verzehr des Ballaststoffpräparats.

Damit bietet sich Weizenstärkefabrikprozesswasser an, um aus ihm ein solches Produkt herzustellen. Die Umsetzung dieser Aufgabenstellung in ein neues Verfahren zur Herstellung einer neuen, diätetisch wirkenden, löslichen Substanz in Form eines löslichen nicht-stärkeartigen Kohlenhydrats wurde deshalb zum Gegenstand des Projekts, das gleichzeitig darauf gerichtet wurde, einen Beitrag zum

integrierten Umweltschutz zu leisten, indem ein Weg aufgezeichnet wird, ein in Weizenstärkefabriken vorhandenes Umweltproblem am Ort seines Entstehens zu beseitigen.

1.2 Beschreibung der Weizenstärkefabrik und des Projektziels

Die vom Partner B betriebene Weizenstärkefabrik ist in eine Weizenmühle mit einer Kapazität von ca. 650 t/d integriert. Das Mehl für die Weizenstärkefabrik (Stärkemehl) ist eine Mischung aus Weizenmehl aus einer klassischen Walzenmühle und Weizenmehl aus einer Prallmühle (Ultra-Rotor). Beide Mahlsysteme sind nur über die Getreidereinigung miteinander verbunden. Das Stärkemehl ist eine Mischung beider Mehle. Üblicher Weise wird eine Mischung von ca. 60 % Ultra-Rotor- und ca. 40 % Walzenmühlenmehl für die Stärkegewinnung benutzt. Die Mehlausbeute aus einer Mischung von Weichweizen beträgt etwa 82 % mit einem Aschewert von 0,8 % bezogen auf die Trockensubstanz des Mehls. Die Prallvermahlung hat zur Folge, dass gegenüber der Vermahlung eines Backmehls mit gleicher Ausbeute und gleichem Aschewert im Stärkemehl der Faser- und Fettanteil größer ist als im Backmehl. Das wirkt sich vor allem negativ auf die Zusammensetzung der Sekunda-Stärke aus, die üblicherweise in Weizenstärkefabriken neben der Prima-Stärke und dem Kleber gewonnen wird.

Die typische und durchschnittliche Inhaltsstoffzusammensetzung des in der Stärkefabrik des Partners B eingesetzte Stärkemehls ist in der Tabelle 1 aufgeführt.

Tabelle 1: Typische und durchschnittliche Zusammensetzung des Stärkemehls des Erntejahrs 2003

Parameter	Feuchte	Mineralstoff	Protein (N x 5,7)
Stärkemehl	14,1 %	0,834 % i.TS	11,6 % i.TS

Dieses Mehl durchläuft das Anteil-, Auswasch- und Trennsystem der Stärkefabrik. Dabei wird die Prima-Stärke vollständig von der Sekunda-Stärke getrennt. Nur die Prima-Stärke und der Kleber werden jedoch zu Endprodukten raffiniert, während die

Sekunda-Stärke zusammen mit den löslichen Stoffen aus dem Stärkemehl in den Oberlauf des Trenners übergeführt wird.

Der Oberlauf des Trenners besitzt eine durchschnittliche Trockenmassenkonzentration von 10,6 % (Schwankungsbreite 8,9 bis 12,5 %) an gelösten und ungelösten Stoffen. Der Massestrom des Oberlaufs beträgt bezogen auf das Einheitsmaß von 10.000 kg Mehl/h (entsprechend = 8.500 kg Trockenmasse/h) und eine Feststoffkonzentration von 10,6 % im Durchschnitt 16.000 kg/h. Diese Angabe wird später zusammen mit der durchschnittlichen Zusammensetzung der Trockenmasse des Prozesswassers (vgl. Tab. 7) als Rechengröße für die Betrachtung der Wirtschaftlichkeit des Verfahrens, respektive seiner möglichen Verfahrensalternativen herangezogen.

Die Zusammensetzung des Prozesswasserstroms an hochpolymeren Kohlenhydraten bildete den Ansatzpunkt für die Durchführung des Projekts, bei dem davon ausgegangen wurde, den Stärkeanteil nach enzymatischer Hydrolyse zu Glucose als Kohlenstoffquelle für die Vermehrung von Hefe einzusetzen und dadurch assimilierbare Kohlenhydrate und Teile ihrer in dem Prozesswasser befindlichen und ebenfalls assimilierbaren Begleitstoffe in Hefezellmasse umzusetzen. Die Hefevermehrung führt folglich zu der beabsichtigten Abreicherung der assimilierbaren und Anreicherung der nichtassimilierbaren Stoffe in der Trockenmasse des Prozesswasserstroms, darunter insbesondere der Pentosane, deren löslicher Anteil der Hauptmasseanteil des LKK bildet.

Die Verwertung der fermentierbaren Kohlenhydrate soll zugleich der Gewinnung des LKK als auch dem damit im Zusammenhang stehenden weiteren Projektziel dienen, Wirtschaftlichkeit für das Verfahren zu erreichen. Damit soll gleichzeitig der für die Vergrößerung der Stärkefabrik wichtigste Engpass beseitigt und dafür eine ökologisch verträgliche Lösung vorgesehen werden. Der Engpass ergibt sich zur Zeit daraus, dass der direkt als Futtermittel abgegebene Prozesswasserstrom kontinuierlich einen dauerhaft offenen Absatzweg erfordert. Das täglich anfallende Prozesswasservolumen ist so groß, dass eine Zwischenlagerung praktisch nicht in Betracht gezogen werden kann, wie das beispielsweise für zum Endprodukt

getrocknete Sekundastärke oder Trockenprodukte aus Kleie und Prozesswasserkonzentrat relativ problemlos möglich ist.

Die derzeitige Verwertung des Prozesswasserstroms als Futtermittel über dessen Transport zu Lande und auf dem Wasserweg im Umkreis von 100 km ist gegenüber den aufgezeigten anderen Verwertungsformen der löslichen Stoffe und der Sekundastärke relativ zueinander als kostengleich und bezogen auf die Produktverwertung in der Stärkefabrik unter Bezugnahme auf den Rohstoffpreis allenfalls als kostenneutral zu bezeichnen. Deshalb besaß die Durchführung des Projekts mit dem neuen verfahrenstechnischen Ansatz zur Verwertung der Inhaltsstoffe aus dem Weizenmehl, wie sie bei dieser Art der Prima-Stärkegewinnung anfallen, und dessen wirtschaftliche Perspektive vor allem in der Gewinnung und Verwertung des diätetisch wirksamen LKK gesehen wurde, ein hohes technisch-wissenschaftliches und ökonomisches Interesse. Dies vor allem wegen der damit gegebenen Möglichkeit eine neue und ökologisch verträgliche Lösung für die Verbringung der bei der Stärke- und Klebergewinnung anfallenden löslichen Stoffe aus dem Weizenmehl schaffen zu können.

Da der Ansatz für diese Lösung in der Umsetzung des größten Teils der Trockenmasse des Prozesswasserstroms in Hefe besteht, soll hier zunächst in Form eines Exkurses auf den Stand der diesbezüglichen Technik mit Blick auf das bestehende Problem eingegangen werden. Dies insbesondere auch deshalb, weil im Verlaufe der Projektdurchführung verschiedene Szenarien für die Verhefung der Prozesswassertrockenmasse zu betrachten waren. Dabei bestand der ursprüngliche Gedanke darin, die verhefbare Trockenmasse in Futterhefe umzusetzen. Es zeigte sich jedoch bald, dass auch die Verhefung zu Backhefe aus wirtschaftlichen Gründen zu erwägen war. Die Anregung dazu ergab sich aus einem früher durchgeführten Vorhaben, das die Aufarbeitung von Rückbrot unter umweltrelevanten und wirtschaftlichen Gesichtspunkten zum Gegenstand hatte (10). Das dazu entwickelte Verfahren sieht die kontinuierliche Hefevermehrung aus enzymatisch verzuckertem Rückbrot vor.

1.2.1 Exkurs: Herstellung von Futter- und Backhefe

Hinsichtlich der Verwertung des Prozesswassers wurde zunächst nur davon ausgegangen, dafür eine Futterhefeherstellung zu betreiben, weil die Ansprüche an die Anlageninvestitionen und die Sterilhaltung wesentlich geringer sind als für die Backhefeherstellung. Diese Beschränkung ergab sich in der 1. Planungsphase des Projekts insbesondere aus den Erfahrungen, die wir mit der Hefeherstellung in dem Rückbrotprojekt gemacht hatten.

Diese Erfahrungen haben uns gelehrt, dass selbst unter der günstigen Randbedingung der Verwertung der produzierten Backhefe in der Brotfabrik die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens gegenüber dem Einsatz von Melasse als Kohlenstoffquelle für die Hefevermehrung insbesondere wegen der Kosten für den zusätzlichen verfahrenstechnischen Aufwand, darunter der enzymatischen Aufbereitung des Rohstoffs und der Sterilhaltung der zwecknotwendigen kontinuierlichen Hefevermehrung, nur äußerst schwer zu erreichen ist. Bezüglich der kontinuierlichen Hefevermehrung sei hier darauf hingewiesen, dass diese notwendig ist, um die sonst erforderliche Konzentrierung des Substrats durch energieaufwändiges Eindampfen zu vermeiden, das einen erheblichen Einfluss auf die Wirtschaftlichkeit des Gesamtverfahrens besitzt.

1.2.1.1 Herstellung von Futterhefe und Bakterien als Proteinquelle

Nachdem in den 60er Jahren des vergangenen Jahrhunderts in großen Fermentationsanlagen Futterhefe für die Tierernährung und Bakterien als Proteinquelle für die menschliche Ernährung in beträchtlichem Umfang hergestellt worden waren, verringerte sich in den folgenden Jahrzehnten die Hefe- und Bakterieneiweißproduktion auf ein Minimum. Dies hatte seine Ursache in der geringen Wirtschaftlichkeit der Anlagen, unzureichender Steriltechnik, niedriger Akzeptanz des Einzellerproteins bei der Bevölkerung, einem vergleichsweise niedrigen Preis der Konkurrenzprodukte Tiermehl und Soja sowie in dem hohen Anteil an DNS- und RNS-Stickstoff am Gesamtstickstoffgehalt der Mikroorganismen, der bei hoher Aufnahme die Nierenfunktionen von Menschen und Tieren beeinträchtigt (11).

Infolge der derzeitigen Verknappung an tierischem Eiweiß (Tiermehl) für die Tierernährung wird der Eiweißbedarf in der Tierfütterung zurzeit hauptsächlich durch pflanzliche Eiweiße, insbesondere durch Soja gedeckt. Dies führt zu einer Verknappung pflanzlicher Eiweiße und zu einer starken Abhängigkeit der Fleischproduktion von der Sojaernte. Dadurch rückt die Futterhefeherstellung wieder verstärkt in den Bereich der Rentabilität.

Neben Melasse, Sulfitablauge, Erdölprodukten, Holzzuckerwürze und Hydrolysaten aus Stroh, Holzabfällen, anderen Abläufen und Abfallstoffen werden auch die Schlempen dieser Rohstoffe, oft mit dem dazugehörigen Rohstoff kombiniert, zu Substraten für die Mikroorganismenvermehrung verarbeitet, z.B. Melasse mit Melasseschlempe (12). Auch Abfälle und Abwässer der Kartoffelstärke- und der Weizenstärkeproduktion sowie alle billigen kohlenhydrathaltigen Abläufe sind geeignete Rohstoffe für die Futterhefeproduktion oder können es sein.

Die Futterhefen werden aerob entweder im Zulaufverfahren oder mit kontinuierlichen Verfahren vermehrt. Die kontinuierliche Vermehrung der Futterhefe wird aufgrund der besseren Raum-Zeit-Ausbeute und der einfachen Betriebsweise dem Zulaufverfahren vorgezogen. Der Prozess wird nach einer Sterilisation zu Beginn der Fermentation unsteril gefahren. Dabei können sich neben dem eingesetzten Hefestamm bis zu einem bestimmten Prozentsatz andere Hefen vermehren. Dieser Anteil hängt sowohl vom eingesetzten Rohstoff, dem gewählten pH-Wert, der Fermentationstemperatur und dem verwendeten Hefestamm ab.

Die am häufigsten in der Futterhefeproduktion eingesetzte Futterhefe ist *Candida utilis*, der asexuelle Entwicklungsgang von *Pichia jadinii*. Diese ist gekennzeichnet durch ihre Anspruchslosigkeit bezüglich des Nähr- und Wuchsstoffgehalts des Substrats und einer hohen Syntheseleistung (13). Daneben werden je nach Rohstoff auch andere *Candida*-, *Saccharomyces*- , *Hansenula*- und andere Hefen eingesetzt. Tabelle 2 zeigt einige Beispiele der Futterhefevermehrung auf verschiedenen Substraten (14).

Tabelle 2: Vermehrung von Hefen auf verschiedenen Substraten

Hefe	Rohstoff	Fermentationsart	T (°C)	pH	μ/D (1/h)	Zelldichte (g HTS/l)	Ertrag (g HTS/ g RohstoffTS)
<i>Candida Ethanother</i>	Ethanol	30 l Fermenter, kontinuierlich	40	3,5	0,2	8,0	0,95
<i>Candida lipolytica</i>	n-Alkane	1800 l Fermenter, kontinuierlich	32	5,5	0,16	23,6	0,88
<i>Candida lipolytica</i>	Erdöl	12 m ³ -Fermenter, kontinuierlich	30	4,0	k.A.	25	0,18
<i>Candida tropicalis</i>	n-Alkane	50 m ³ -Air.Lift, kontinuierlich	30	3,0	0,2	20	1,0
<i>Candida utilis</i>	Sulfit-ablauge	Walhof-Fermenter, kontinuierlich	32	5,0	0,5	k.A.	0,39
<i>Candida utilis</i>	Ethanol	Walhof-Fermenter, kontinuierlich	30	4,6	0,3	7	0,36
<i>Hansenula polymorpha</i>	Methanol	1 l-Fermenter, Fed-Batch	40	5,0	0,22	1,2	0,55
<i>Saccharom. fragilis</i>	Käse-Molke	6 m ³ -Fermenter, Fed-Batch	32	5,5	0,66	14,6	k.A.
<i>Rhodotorula glutinis</i>	Domestic sewage	14 m ³ -Fermenter, kontinuierlich	28	7,1	0,2	0,08	0,5
<i>Saccharom. cerevisiae</i>	Zuckerrohr-melasse	225 m ³ -Fermenter, kontinuierlich	30	5,0	0,23	40	k.A.

Die Futterhefen müssen nach der Fermentation vom fermentierten Substrat separiert werden. Dafür werden üblicherweise Düsenseparatoren verwendet. Da intakte Hefezellen nur sehr schwer verdaulich sind, müssen diese entweder thermisch oder mechanisch aufgeschlossen werden. Die beim mechanischen Aufschluss entstehende Hefemilch wird entweder direkt verfüttert oder auf Grund ihrer geringen Haltbarkeit getrocknet. Dafür eignet sich die Walzentrocknung oder die Wirbelschichttrocknung (15).

Futterhefe soll als Eiweißfuttermittel mindestens einen Rohproteingehalt von 40 %TS aufweisen. Hefeeiweiß ist reich an den meisten Aminosäuren, mit Ausnahme der schwefelhaltigen (Methionin, Cystein, Cystin). An Aminosäuren wurden in der Futterhefe nachgewiesen: Glykokoll, Alanin, Ornithin, Asparagin, Glutamin, Tyrosin, Tryptophan, Leucin, Serin, Lysin, Arginin, Prolin, Oxyprolin, Phenylalanin, Histidin, Glutaminsäure, γ -Aminobuttersäure, Glycin, Valin und Asparaginsäure. Aus diesen

Aminosäuren werden die Fleischeiweiße im tierischen Organismus aufgebaut. Futterhefen sind außerdem eine wichtige Wuchsstoffquelle und ein guter Mineralstofflieferant.

In Tabelle 3 ist ein Vergleich der Verfütterungseigenschaften eines Standardmischfuttermittels mit Sojaschrot und Futterhefe aufgeführt (16). Die Verdaulichkeit des Rohproteins liegt bei der Futterhefe unter dem des Sojaschrots. Dieser Nachteil wird aber durch einen höheren Rohproteingehalt wieder ausgeglichen. Die geringere Verdaulichkeit der Futterhefe im Vergleich zum Sojaschrot ist in deren hohem Gehalt an Stickstoff aus Nukleinsäuren begründet. Dies führt auch dazu, dass dieser Stickstoff den Stickstoffhaushalt in der Niere des Tieres belastet. Bezogen auf ihre Trockensubstanz kann Futterhefe deshalb nur zu 5-10 % Mischfuttermitteln zugegeben werden, da sich sonst Nierensteine bilden würden.

Tabelle 3: Vergleich verschiedener Futtermittel

Futtermittel	Verdaulichkeit*	Rohprotein	Rohasche	Lys	Meth	Ca	P
	%	% TS	% TS	% TS	% TS	% TS	% TS
Futterhefe	70	54	8,2	3,34	0,7	0,04	1,2
Sojaschrot	88	45	5,7	2,8	0,6	0,3	0,6
Standardfuttermittel	98	20	3,2	1,5	0,5	1,0	0,7

*ileale Verdaulichkeit des Rohproteins

Üblicherweise werden Lysin, Methionin, Calcium und Phosphor Mischfuttermitteln in synthetischer Form zugegeben, da sie in vielen Futtermittelkomponenten nicht in ausreichender Menge vorhanden sind. Da jedoch der Gehalt an Lysin, Methionin und Phosphor in der Hefe höher ist als es für die Tierernährung notwendig ist, können additive Zugaben dieser Nährstoffe durch Futterhefe zum Teil eingespart werden.

1.2.1.2 Herstellung von Backhefe

Zur Vermehrung von Backhefe (*Saccharomyces cerevisiae*) wird üblicherweise Melasse eingesetzt, die vor ca. 100 Jahren das damals dafür verwendete Getreide als Nährsubstrat abgelöst hat. Die Backhefe wird in sterilisierbaren Fermentern aerob über mehrere Stufen im Zulaufverfahren (Fed-Batch) vermehrt. In den ersten

Stufen, den sogenannten Stellhefestufen, wird die Hefe bei einer Glucosekonzentration oberhalb des Crabtree-Effekts vermehrt, um sie durch die parallel zur Hefevermehrung erfolgende Ethanolbildung vor Kontaminationen zu schützen. In den letzten Stufen, den sogenannten Versandhefestufen, wird die Glucosekonzentration im Zulaufverfahren so gering gehalten, dass keine Ethanolbildung erfolgt. Kontinuierliche Verfahren zur Vermehrung von Backhefe haben sich bisher nicht durchgesetzt, da die Gefahr von Kontaminationen dabei im Vergleich zum Zulaufverfahren deutlich höher ist. Dadurch wird ein größerer steriltechnischer Aufwand bei der Fermentation notwendig.

Nach Abschluss der Fermentation in der Versandhefestufe wird die Backhefe durch Düsenseparatoren zentrifugal vom fermentierten Substrat abgetrennt. Die Hefe wird durch Waschen mit Wasser und anschließendem Konzentrieren gereinigt. Die konzentrierte Hefemilch kann entweder direkt als Flüssighefe eingesetzt werden oder durch weitere Entwässerung mit einem Vakuumdrehfilter und einer Strangpresse zur Versandhefe ausgeformt werden.

Qualitätsmerkmale der Backhefe sind Triebkraft, Triebkrafthaltbarkeit, Löslichkeit, Weißgehalt, allgemeine Haltbarkeit und biologische Reinheit. Die Triebkraft korreliert negativ mit der Triebkrafthaltbarkeit, insofern als ein hoher Rohproteingehalt (>50% TS) und die damit verbundene hohe Enzymtätigkeit mit einer guten Triebkraft aber einer schlechten Triebkrafthaltbarkeit verbunden ist. Ein niedriger Rohproteingehalt (< 43 % TS) ist entsprechend mit einer niedrigen Triebkraft und einer hohen Triebkrafthaltbarkeit verbunden.

Das separierte, hefefreie Substrat wird als Abwasser entsorgt. Die Entsorgung des Abwassers ist für die Hefefabriken wegen seiner starken Belastung mit organischen und anorganischen Stoffen sehr kostenintensiv und verursacht auch im Vergleich zur Entsorgung anderer Abwässer aus der Lebensmittelindustrie hohe spezifische Kosten und stellt eine große Umweltbelastung dar.

Die Vermehrung von Backhefe mit Prozesswässern und Nebenprodukten der Stärkeindustrie war bereits Inhalt verschiedener Forschungsprojekte(17).

Diese Projekte berücksichtigten bisher jedoch noch nicht die Möglichkeit aus einem Prozesswasserstrom, wie er in der Fabrik des Partners B anfällt, so aufzuarbeiten, dass aus ihm direkt Backhefe hergestellt werden kann. Ein solcher Gedanke lag bisher auch nicht nahe, weil die Backhefeherstellung in einem eigenständigen Industriezweig erfolgt, der in der Melasse, die in Deutschland in viel größerer Menge anfällt als sie für die Backhefeherstellung hier benötigt wird, ein fast ideales Substrat zur Verfügung hat, auf das die gesamte Prozesstechnik der Hefeherstellung bezogen ist. Der einzige noch bestehende Nachteil des Einsatzes von Melasse zur Backhefeherstellung besteht in der dabei anfallenden Abwasserfracht, die zu großen Teilen aus organischen Stoffen besteht.

Die bereits zitierte Möglichkeit, aus Rückbrot Backhefe in einer Brotfabrik herzustellen ist bisher noch nicht technisch umgesetzt worden, weil das dafür entwickelte Verfahren, in dem nur ein Teilstrom des verzuckerten Rückbrots zu Backhefe umgesetzt wird, technisch sehr anspruchsvoll ist. Außerdem kann die produzierte Backhefe nur direkt in der Brotfabrik eingesetzt werden, weil sie aufgrund ihrer Herstellung aus einem nicht vollständig geklärten Hydrolysat aus Rückbrot nicht den Qualitätskriterien entspricht, die an eine handelsübliche Backhefe gestellt werden.

Für die hier interessierende Fragestellung der Verwendung eines Hydrolysats aus dem Prozesswasser ist allerdings die für die Verhefung des Hydrolysats aus Rückbrot angewendete kontinuierliche Fermentation bedeutsam, weil sie einen Weg aufzeigt, Hydrolysate mit niedriger Glucosekonzentration bei einer relativ hohen Zellkonzentration im Fermenter verhefen zu können, so dass damit ein Eindampfen dieser Prozessströme zu Melasse vergleichbaren Produkten vermieden werden könnte.

Eine überschlägige Berechnung unter Verwertung der in dem Rückbrotprojekt mit der kontinuierlichen Fermentation erzielten Ergebnisse (10) auf die bei dem aufzuarbeitenden Prozesswasserstrom vorkommende Verhältnisse lässt erkennen, dass bei einer Zulaufkonzentration von ca. 4 % Glucose im Hydrolysat eine kontinuierliche Fermentation mit einer Zellkonzentration von ca. 70 g Backhefe/l betrieben werden könnte.

Allerdings muss erwähnt werden, dass die Sterilbedingungen für die kontinuierlichen Fermentationen im Pilotmaßstab im Rückbrotprojekt immer nur für ca. 6 Tage aufrecht erhalten werden konnten. Dieses Ergebnis war aber für den Einsatz des Verfahrens in der Brotfabrik ausreichend, weil die Brotfabrik im 7-Tage-Rhythmus nur 6 Tage betrieben wird, so dass für den Betrieb einer technischen Anlage ein Tag zum An- und Abfahren des Fermenters für die Neueinstellung der Sterilbedingung zur Verfügung stehen würde.

Diese Möglichkeit würde für die kontinuierlich arbeitende Stärkefabrik nicht gegeben sein, so dass hier ggf. mit Puffertanks gearbeitet werden müsste. Darauf wird später in dem Zusammenhang mit Überlegungen zur wirtschaftlichen Umsetzung der verfahrenstechnischen Entwicklungen weiter eingegangen.

1.3 Durchführung des Projekts und Ergebnisdarstellung

Die Durchführung des Projekts zielte darauf, über mechanische, thermische, enzymatische und fermentative Prozessschritte die Trockenmasse des Prozesswassers soweit umzusetzen, dass das erstrebte ernährungsphysiologisch wirksame LKK in möglichst hoher Reinheit und Ausbeute aus dem in der Stärkefabrik eingesetzten Weizenmehl anfallen würde. Dazu wurden die Prozessschritte als Stoffumwandlungs- und -trennschritte ausgelegt.

Die wichtigste Stoffumwandlung bestand in der Verflüssigung und Verzuckerung der Stärke des Prozesswassers zu Glucose und deren Umsetzung unter Stickstoffzufuhr zu Hefe und Kohlendioxid. Die Stoffumwandlung der Stärke zu Hefe ist mit einem erheblichen Trockenmasseverlust durch den Übergang des Kohlendioxids in die Luft verbunden. Das alleine führt bereits zu einer beträchtlichen Reduktion des Trockenmassegehalts im Volumenstrom des Prozesswassers.

Die Stoffumwandlung der Stärke zu Hefe wurde zu Beginn des Verfahrensablaufs mit einer Stofftrennung verbunden, in der die thermisch-enzymatisch verflüssigte Stärke von den nicht verflüssigbaren Feststoffen, vor allem von Fasern und koaguliertem Protein, als Schlamm durch Zentrifugalabscheidung getrennt wurden. Dieser

Schlamm enthielt anteilig zu seinem Wasseranteil vom Gesamtwasseranteil der beiden Prozesswasserfraktionen auch noch weitere aus dem Mehl gelöste Stoffe. Außerdem enthielt er einen großen Anteil der im Mehl vorhandenen Lipide, die an seine Feststoffe gebunden sind. Da Protein an der Trockenmasse des Schlammes den größten Anteil besaß, wird der Schlamm nachfolgend als Proteinfraction bezeichnet.

In der Projektplanung wurde vorgesehen, die Proteinfraction als eigenständiges Produkt in Form eines Backmittels aufzubereiten, um damit im Interesse der Wirtschaftlichkeit des Verfahrens eine besondere Wertschöpfung zu erreichen. Prinzipiell ist es natürlich auch möglich, die nichtverflüssigbaren Stoffe des Prozesswassers nach der Verzuckerung seines Stärkeanteils zu Glucose vorzunehmen. Diese Vorgehensweise entspräche der im Rückbrotprojekt gewählten zur Trennung der nichtverflüssigbaren Feststoffe des Brots und ihm gleich zu setzender Rohstoffe vom glucosehaltigen, verflüssigten Anteil des Hydrolysats. Diese Möglichkeit, das gesamte Prozesswasser zu verzuckern, wird bei der Wirtschaftlichkeitsberechnung des Verfahrens und der Alternativen zu seiner Durchführung betrachtet.

Die Gewinnung des LKK aus dem mechanisch geklärten sowie enzymatisch aufbereiteten Prozesswasser erforderte eine Stofftrennung zur Anreicherung des LKK mit Hilfe der Membranfiltration. Diese Stofftrennung kann sowohl vor als auch nach der Verhefung der Glucose erfolgen. Daraus ergeben sich zwei Verfahrensausführungen, die von großer Bedeutung für die Art der Hefeherstellung sind. Die Verfahren können entweder als Verfahren der Futter- oder Backhefeherstellung ausgebildet werden oder sie können eine Kombination beider Verfahren sein. Beide Möglichkeiten wurden im Verlauf der Projektdurchführung unter verschiedenen Versuchsanordnungen untersucht, der Schwerpunkt der Untersuchungen lag jedoch auf der ursprünglichen Projektplanung mit der Fermentation nur Futterhefe aus dem Prozesswasser herzustellen.

Das Projekt wurde entlang der Entwicklung der Verfahrensschritte und der dabei entstehenden Produkte bzw. Zwischenprodukte durchgeführt. Dabei ging es darum, die Prozessparameter für den Verfahrensablauf herauszuarbeiten, die Masseströme

für die Auslegung einer Anlage für die Aufbereitung des gesamten Prozesswassers der Stärkefabrik nach dem Verfahren zu ermitteln und auf der Grundlage dieser Ergebnisse eine Wirtschaftlichkeitsberechnung durchzuführen. Die Verfahrensentwicklung erfolgte in drei aufeinander folgenden und bezogenen Teilschritten. Sie bestanden in der Entwicklung einer Labor-, einer Technikums- und einer Pilotanlage. Diese Anlagen wurden dazu eingesetzt, um jeweils besondere Aufgabenstellungen zu lösen und diese dann auf den jeweils nächst größeren Maßstab zu übertragen. Daraus ergab sich eine chronologische Abfolge in der Projektdurchführung, die sich in der nachfolgenden Darstellung der Ergebnisse widerspiegelt.

Die Darstellung erfolgt jedoch nicht ausschließlich in der chronologischen Reihenfolge der Durchführung, sondern auch entlang der Abfolge der Ermittlung der verfahrenstechnischen Schritte, um damit die Ergebnisse logisch zu reihen. Das dient der Übersichtlichkeit der Darstellung der Entwicklung des Verfahrens und der für seine Umsetzung zu ziehenden Schlussfolgerungen. Aus dieser Art der Ergebnisdarstellung resultiert hinsichtlich der Beschreibung der Teilschritte der Entwicklung eine Konzentrierung auf die Lösung des jeweiligen Aufgabenteils. Versuche, die zwar zur Erreichung der Lösung der Aufgabenteile auch durchgeführt werden mussten, deren Ergebnisse dafür aber nicht ausschlaggebend waren, werden nur in sofern erwähnt, wie das für die Vollständigkeit der Darstellung notwendig ist.

Gemäß dieser Vorgehensweise wird nachstehend im Kapitel Material und Methoden in den ersten Unterkapiteln zunächst der Aufbau der Anlagen beschrieben. Diese Unterkapitel entsprechen weitgehend einer Ergebnisdarstellung, weil der Aufbau und der Betrieb der Anlagen Teil der Aufgabenstellung war. Die Darstellung erfolgt aber lediglich in Fakten und es wird der Einfachheit halber nicht Bezug auf die Art der Vorgehensweise genommen. Der Systematik der Gliederung folgend sind in einem weiteren Unterkapitel die verwendeten analytischen Methoden aufgeführt, die zur Beschreibung des Verfahrens, seiner Abläufe und der Charakterisierung der Verfahrensparameter und -produkte eingesetzt wurden. Die mit dem Betrieb der Anlagen und der Anwendung der analytischen Methoden erzielten Ergebnisse sind

im Kapitel Ergebnisse und Diskussion unter den nachstehend aufgeführten Gesichtspunkten aufgeführt:

- Herstellung des Fermentationssubstrates aus dem Prozesswasser
- Kontinuierliche Fermentation des Substrats
- Ultrafiltration des Oberlaufs der Hefeseperation
- Ultrafiltration des Fermentationssubstrats
- Trocknung des Retentats der Ultrafiltration
- Massebilanz der Prozesswasseraufbereitung
- Verfahrensablauf der Prozesswasseraufbereitung im Pilotmaßstab
- Entwicklung eines Backmittels aus der Proteinfraction
- Entwicklung von Lebensmitteln aus dem LKK
- Wirtschaftlichkeit des Verfahrens
- Wirkung des LKK auf den postprandialen Kohlenhydratstoffwechsel.

2 Material und Methoden

Wie vorstehend bereits erwähnt, ist die nachfolgende Darstellung der methodischen Vorgehensweise zum Aufbau und Betrieb der für die Durchführung des Projekts eingesetzten Anlagen (Labor-, Technikums- und Pilotanlage) Ergebnis der Durchführung des Projekts, auf dessen Grundlage die Verfahrensparameter für den Aufbau einer technischen Anlage und einer Abschätzung ihrer Wirtschaftlichkeit erfolgen konnte. Deshalb ist auch die Auswahl der in diesem Kapitel beschriebenen analytischen Methoden im Hinblick auf die Ermittlung der Verfahrensparameter als Ergebnisteil anzusehen, mit der die Basis für die Wirtschaftlichkeitsberechnung gelegt wurde. Ergänzend sei zur Vorgehensweise bei der Lösung der Aufgabenstellung darauf verwiesen, dass die dafür zu treffenden Entscheidungen durch die im vorausgegangenen Projekt zur Rückbrotverarbeitung, dem eine zur LKK-Herstellung ähnliche verfahrens-technische Aufgabe zugrunde lag, zum Teil erheblich erleichtert wurden.

Die genannten einzelnen Aufgaben schließen die Ermittlung der ernährungsphysiologischen Wirkung des LKK und seiner Eignung als Zutat bei der Lebensmittelherstellung ein, weil davon der für das LKK erzielbare Preis abhängen

wird. Dieser Preis wird einen entscheidenden Einfluss auf die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens und folglich seine industrielle Umsetzung ausüben. Der Darstellung der Wirkung des LKK ist ein gesonderter Teil des Abschlussberichts (Teil B) gewidmet, der vom Projektpartner C erstellt worden ist.

2.1 Aufbau und Betrieb der Laboranlage

Die Laboranlage wurde im Technikum des Instituts in Berlin aufgebaut. Sie wurde für ein Verarbeitungsvolumen von 300 ml Prozesswasser/h entwickelt und diente im Wesentlichen dazu, die optimalen Verfahrensparameter für die kontinuierliche Fermentation des Versuchsprozesswassers zu ermitteln. Eine Übersicht über die Verarbeitung des Prozesswassers, das in kleinen Chargen in der Stärkefabrik des Projektpartners gezogen und nach Berlin transportiert wurde, ist in Abbildung 1 dargestellt.

Das Prozesswasser wurde mit α -Amylase aufgekocht und danach in einer Becherzentrifuge zentrifugiert. Der Überstand wurde dann in einem temperierten 2-l Behälter auf die für den Abbau der so verflüssigten Stärke und der Dextrine benötigten Temperaturen erwärmt. Dem Ansatz wurde Glucoamylase zugegeben. Die Temperatur wurde für mehrere Stunden konstant gehalten.

Darauf wurde das so aufbereitete Prozesswasser als Fermentationssubstrat für die kontinuierliche Vermehrung von *Pichia jadinii* (*Candida utilis*) eingesetzt. Dazu wurde in einem 2l-Labor-Fermenter (Mobitec:mobydick) 1,8 l auf Würze gezüchtete Hefesuspension vorgelegt und in diesen, abhängig von der Zellvermehrung, Fermentationssubstrat zugegeben und gleichzeitig Hefesuspension abgezogen. Der pH-Wert wurde dabei durch eine geregelte Zugabe von Ammoniak konstant bei 4,0 gehalten. Der Fermenter wurde über einen Sinterstein belüftet. Der Ethanolgehalt wurde in regelmäßigen Abständen enzymatisch bestimmt. Er durfte nicht über 0,1 g/l steigen. Der Fermenter wurde in einem Wasserbad auf 30° C temperiert. Die gesamte Fermentation wurde über 2-3 Tage durchgeführt. Die abgezogene Hefesuspension wurde mit einer Becherzentrifuge bei 5000 U/min 5 min zentrifugiert. Der Überstand mit dem sich darin befindlichen LKK wurde gefriergetrocknet. Die als Sediment anfallende Hefemilch wurde verworfen.

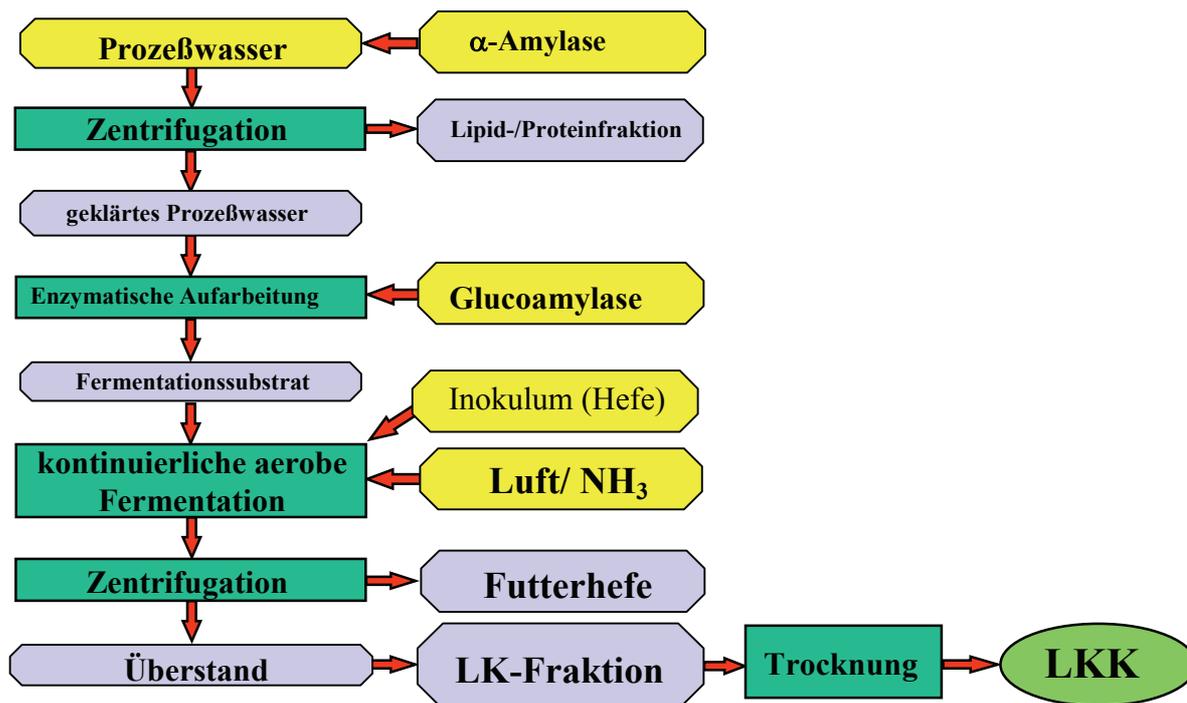


Abbildung 1 : Vereinfachtes Fließbild für die Aufbereitung des Prozesswassers im Labormaßstab.

2.2 Aufbau und Betrieb der Technikumsanlage

Die Technikumsanlage zur Prozesswasseraufbereitung wurde ebenfalls im Technikum des Instituts in Berlin aufgebaut. Der Verfahrensablauf ist in der Abbildung 2 schematisch dargestellt. Die Anlage hat eine Verarbeitungskapazität von ca. 10 l Prozesswasser/h. Die Abbildungen 3,4,5,6 und 7 zeigen die wesentlichen Anlagenteile.

Das für die Durchführung des Verfahrens erforderliche Prozesswasser wurde zunächst in der Stärkefabrik nach Zugabe von α -Amylase mit einem Jet-Kocher (BVG/Stärkekonverter) aufgekocht. Danach wurde es mit einem Tellerseparator (Westfalia/SA 100) zentrifugiert. Der nun quasi-sterile Prozesswasserüberstand wurde in 1.000 l-Chargen zur Weiterverarbeitung nach Berlin transportiert. Das Sediment wurde zur Entwicklung des Backmittels ebenfalls jeweils frisch in aliquoten Anteilen nach Berlin gebracht und dort weiter aufbereitet. Die Aufbereitung erfolgte durch Sprühtrocknung des Sediments und Extraktion des Trockenprodukts mit Hexan.

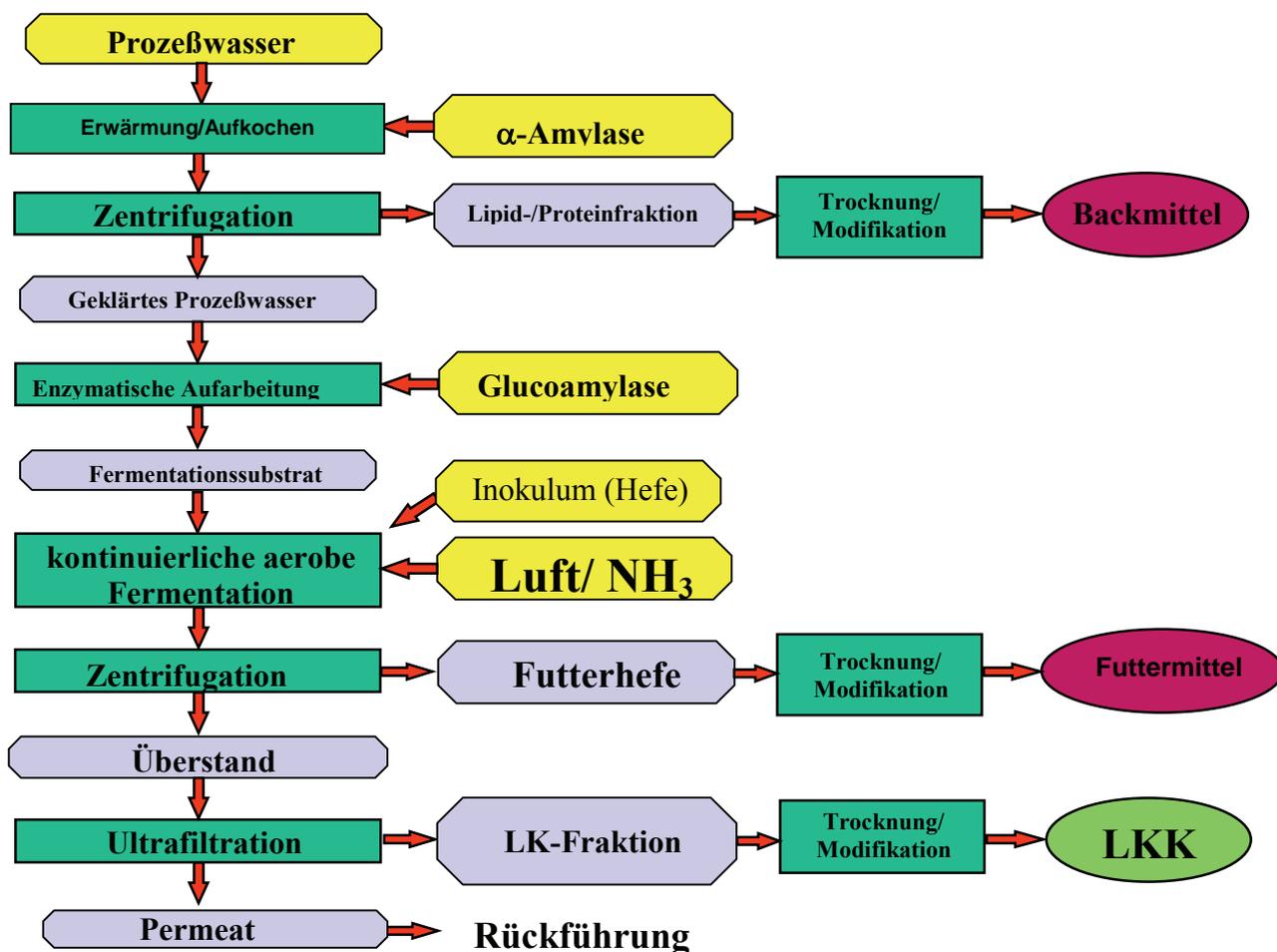


Abbildung 2: Schematische Darstellung der Prozesswasseraufbereitung im Technikumsmaßstab.

Der Überstand aus der Prozesswasserseparation, im folgenden Fermentationssubstrat genannt, wurde in Größeneinheiten von 300 l in einen doppelwandigen, mit Thermoöl temperierten Rührwerksbehälter gepumpt (Abb. 3). Das Thermoöl wurde in einer Wärmeübertragungsanlage (Single: STO1) elektrisch erhitzt und mit Leitungswasser gekühlt. Das Fermentationssubstrat wurde mit Enzymen (α -Amylasen, Amyloglucosidasen, Proteasen) versetzt und über mehrere Stunden über ein Temperaturregime verarbeitet.



Abbildung 3: Anlage zur enzymatischen Aufbereitung des Fermentationssubstrats.

Die Fermentation wurde in einer bereits in einem früheren Projekt entwickelten und für das Verfahren modifizierten Fermentationsanlage durchgeführt. Die Fermentationsanlage und deren Regelung ist in den Abbildungen 4 und 5 dargestellt. Der dazu gehörige Fermenter besteht aus einem Doppelmantelbehälter aus Edelstahl. Er hat ein Durchmesser-Höhenverhältnis von 1:3. Der Inhalt beträgt 40 l. In den Kopfdeckel ist ein Rührwerk mit einer doppelten, kondensatgeschmierten Gleitringdichtung eingebaut. Der Fermenter wird mit atmosphärischem Dampf sterilisiert. Der Fermenterinhalt wird über den Doppelmantel mit Wasser temperiert. Die Belüftung besteht aus einem Kompressor (Ceccatofandife: MA 500), einem Sterilluftfilter (CPM Ecofiltersystem Typ: PSF-8206) und einer Edelstahl-Sinterplatte am Boden des Fermenters. Im Fermenter sind drei vertikale Strömungsbrecher eingebaut. Das Substrat und das Produkt werden über sterilisierbare Membran-Kolbenpumpen (Jesco: ML 75) zu- bzw. abgeführt. Der pH-Wert wird mit Ammoniak, das über eine Schlauchpumpe zugegeben wird, konstant bei pH 4,0 gehalten. Zum

Schaumabbau wird dem Fermenter ein Siliconentschäumer mit einer Schlauchpumpe (Masterflex: 7518-10) zugeführt. Die Hefe im abgezogenen Substrat wird mit einem Labordekanter (Lemitec: MDZ 003) abgeschieden.

Der gelöste Sauerstoffgehalt im Fermentationssubstrat wird mit einem Sensor (YOKOGAWA: SM31) gemessen. Die Aufnahme des pH-Werts erfolgt durch eine Elektrode (Mettler Toledo: InPro 3000). Der Ethanol-Gehalt wird mit einem Widerstandsmeßsystem (Kempe: Silicon-Tubing-Sonde) erfasst. Der Füllstand des Fermenters wird indirekt über die Bestimmung des Gewichtes des Fermenters ermittelt. Dazu ist am Fuß des Fermentationsbehälters eine Druckmessdose (Schenk: Ecocont) angebracht. Die Zellmasse in der Fermentationsflüssigkeit wird ebenfalls indirekt über eine Trübungsmessung (Monitek: CT8) bestimmt. Schaumentwicklung wird durch eine am Schauglas des Abluftrohres angebrachte Lichtschranke (Eigenbau) festgestellt. Über eine Steuerung (HP VEE) wird dann Entschäumer zugegeben.

Der Zu- und Abfluss aller Substrate und Produkte wird mit einem PC (HP: Vectra 500) gesteuert. Außerdem werden alle Messgrößen vom PC aufgenommen und weiterverarbeitet. Dazu wird als Programmieroberfläche das Programm HP VEE (Hewlett Packard) genutzt. Dieses Programm nimmt die Messwerte über eine A/D-Wandlerkarte in den Rechner auf und sendet Regelwerte über eine D/A-Wandler- und eine Relaiskarte an die Fermentationsanlage. Die genannten Karten (Meilhaus) sind in den PC bzw. in einen Schaltschrank eingebaut.

Für die Regelung der Fermentation gibt es prinzipiell drei Möglichkeiten. Die erste besteht darin, die Zellmasse im Fermenterablauf mit der Trübungsmessung zu bestimmen. Der Zulaufstrom wird dann so geregelt, dass die Zellmasse im Fermenter konstant bleibt. Mit dem Ablaufstrom wird der Füllstand auf einer Höhe gehalten. Die zweite Möglichkeit besteht darin, den minütlich anfallenden Unterlauf des Labordekanters zu wiegen. Dieser entspricht in hohem Maße der Zellmassenkonzentration im Fermenter. Die Regelung erfolgt wie im ersten Falle. Die dritte Möglichkeit besteht in der Messung des Ethanolgehalts in der Fermentationsflüssigkeit. Der Zulauf wird so geregelt, dass der Ethanolgehalt nicht über 0,1 g/l steigt. Damit wird vermieden, dass durch den Crabtree-Effekt Substrat für

die Produktion von Ethanol verbraucht wird. Der Füllstand wird dabei über den Ablauf konstant gehalten.

Für den Start der Fermentation wurde zunächst ein Inokulum von 5 l Hefesuspension im Labor mit Würze herangezogen. Dies erfolgte über die Stufen Schrägagar, 5 ml Würze, 100 ml Würze, 1000 ml Würze und 5 l Würze. Jede Stufe benötigte 24 h. Das Inokulum wurde zusammen mit 5 l sterilem Wasser in den Fermenter gefüllt. Danach wurde nach einer Ruhepause Substrat im Zulauf-Verfahren bis zum maximalen Inhalt von 40 l zugeführt. Die Volumenströme wurden dabei im Falle der Regelung der Fermentation über die Zellmasse mit fest vorgegebenen Werten gesteuert (Tab. 4). Wurde die Fermentation über den Ethanolgehalt geregelt, konnte der Zulauf direkt so geregelt werden, dass immer gerade soviel Substrat zugegen wurde, dass kein Ethanol entstand. Darin bestand die zweckmäßigste Möglichkeit die Fermentation zu beginnen, weil dadurch die Regelung der kontinuierlichen Fermentation direkt für das Anfahren verwendet werden konnte.

Tabelle 4: Volumenströme während der Fed-Batch-Phase des Fermenters

Zeit(h)	Zulauf (l/h)
0	2,0
2	2,2
4	2,8
6	3,6
8	4,6
10	6,0
12	7,8
14	10,0



Abbildung 4: Kontinuierliche Fermentationsanlage.

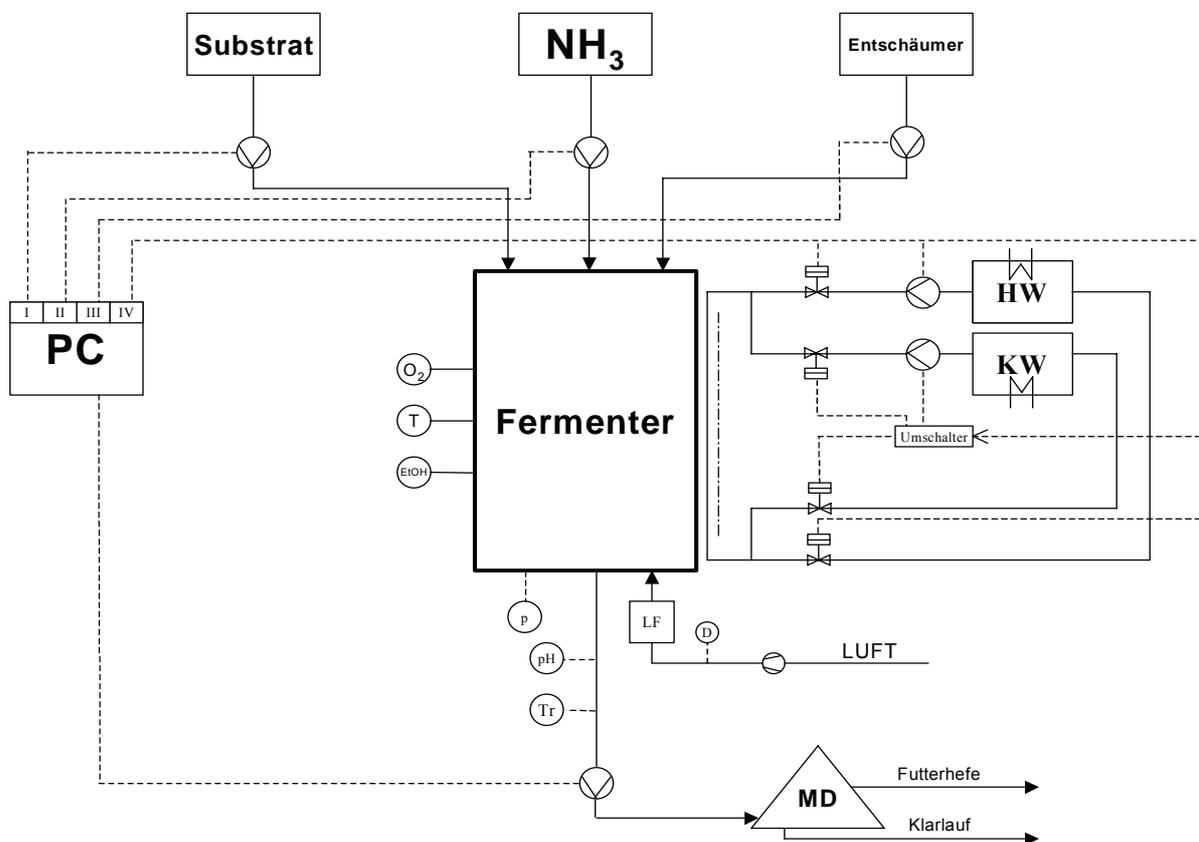


Abbildung 5: Regelung der Fermentationsanlage.

Die im Unterlauf des Labordekanters anfallende Hefe wurde mit einem Walzentrockner (Goudsche Maschinenfabrik) getrocknet und dabei zugleich zur ernährungsphysiologischen Verfügbarkeit ihres Proteingehalts aufgeschlossen.

Der LKK enthaltende Überstand wurde mit einer Ultrafiltrationsanlage konzentriert (Abb. 6). Dafür wurde ein Crossflow-Filtrationsblock (Microdyn: CMB 063) eingesetzt. In dieser Ultrafiltrationseinheit wurde der Oberlauf aus der Separation der Fermenterflüssigkeit mit einer zweistufigen Kreiselpumpe über ein Hohlfasermodul im Kreislauf geführt. Das Hohlfasermodul (Microdyn:MD 063 UP 03N), dessen Hohlfasern aus Polypropylenmembranen bestehen, ist aus 310 Hohlfasern mit einem Innendurchmesser von 1,5 mm aufgebaut. Die Membran hat eine Porengröße von 0,03 μm . Die Anströmfläche des Moduls beträgt 4,7 cm^2 und die innere Membranfläche ist 0,9 m^2 groß. Die Membran kann mit einem maximalen transmembranen Druck von 1,6 bar bei 25°C und von 1,4 bar bei der maximal zulässigen Temperatur von 40°C betrieben werden. Die Volumenströme und alle permeat- und retentatseitigen Drücke lassen sich über Drosselventile steuern. Bei einem Volumenstrom von 1700 l/h beträgt die Strömungsgeschwindigkeit in den Hohlfasern 1 m/sec.



Abbildung 6: Microdyn Ultrafiltrationsanlage.

Zur Erhöhung der Effizienz der Ultrafiltration und zur Abscheidung von Partikeln aus dem Oberlauf der Hefeseparation wurden Versuche durchgeführt, bei denen der Oberlauf mit einer Rahmenfilterpresse (KPM:Weinfilter) vorfiltriert wurde. Die Rahmenfilterpresse wurde mit 6 quadratischen Filterplatten bestückt.



Abbildung 7: Niro-Sprüh Trocknungsanlage.

Das Retentat wurde getrocknet. Für die Trocknung des Retentats wurde ein Sprüh Trockner (Niro/GEA :Mobile Minor '2000') verwendet (Abb. 7). Die Zuführung des Substrates erfolgte über einen pneumatisch betriebenen Zentrifugalzerstäuber. Die Trocknungsluft wurde mit dem elektrischen systemeigenen Luftherhitzer, der eine Leistung von 7,5 kW hat, auf eine Temperatur von 210°C erwärmt. Die Ablufttemperatur betrug 90°C und die des Produkts erreichte 60°C.

2.3 Aufbau und Betrieb der Pilotanlage

Die mit der Technikumsanlage erzielten Ergebnisse mussten zur Projektierung einer Anlage zur Verarbeitung der in der Stärkefabrik anfallenden Prozesswassermenge zunächst auf einen industriellen Pilotmaßstab übertragen werden. Dabei sollte insbesondere eine größere Menge LKK mit einheitlicher Qualität hergestellt werden, um damit die ernährungsphysiologischen Studien mit einem Produkt durchführen zu können, das mit großer Sicherheit in gleicher Weise auch im industriellen Maßstab hergestellt werden kann. Die Maßstabsvergrößerung der Pilotanlage gegenüber der Technikumsanlage liegt im Bereich des Faktors 40-50.

Der erste Schritt der enzymatischen Aufbereitung des Prozesswassers und die Separation der Proteinfraction wurden auch schon für den Labor- und den technischen Maßstab in der Stärkefabrik durchgeführt. Die Kapazität dieses Anlageteils ist so groß, dass sie auch für den Pilotmaßstab ausreichend dimensioniert ist. Im Verlauf der Durchführung des Projekts ergab sich zudem die Möglichkeit, einen Teil des enzymatisch aufbereiteten und separierten Prozesswassers als Fermentationssubstrat für die Backhefeherstellung an eine Backhefefabrik zu liefern. Auf diese Weise waren wir in der Lage, auch die Verwertbarkeit des verzuckerten und weiter aufbereiteten Prozesswassers zur Backhefeherstellung prüfen zu können, die ursprünglich nicht vorgesehen war.

Die Fermentation des verzuckerten Prozesswassers erfolgte in der Stärkefabrik mit einer neu aufgebauten Fermentationsanlage auf der Basis eines Rührwerkreaktors. Die Fermentation wurde wie im Technikumsmaßstab kontinuierlich durchgeführt. Die Hefe wurde mit einem Düsenseparator aus dem Fermenterablauf zentrifugal und kontinuierlich separiert.

Die Ultrafiltration des Separatoroberlaufs zur Gewinnung weiterer Planungsdaten erfolgte zunächst mit einer kleinen Pilotanlage mit einem industriellen Membranfilter. Danach wurde auf Leihbasis eine größere Ultrafiltrationsanlage eingesetzt, die mit ihren sechs Modulen einen Großteil des Separatoroberlaufs verarbeiten konnte. Das Retentat wurde zur Vorbereitung auf der Sprühtrocknung pasteurisiert. Die Sprühtrocknung erfolgte in einer auf Lohntrocknung spezialisierten Firma, da die

Ansaffung einer Sprühtrocknungsanlage im Pilotmaßstab sehr unwirtschaftlich gewesen wäre.

2.3.1 Herstellung des Fermentationssubstrats

Die Herstellung des Fermentationssubstrats erfolgte im Prinzip wie die im Technikumsmaßstab. Es wurden 7000 kg Prozeßwasser/h verarbeitet. Dieses Prozeßwasser wurde kontinuierlich durch eine Magnetdosierpumpe (Prominent: GALa 100) mit 300 ml α -Amylase/m³ Prozeßwasser versetzt und mit einem Jet-Kocher (BVG:Stärkekonverter) (Abb. 8) auf 78° C erhitzt. Nach einer Reaktionszeit von 120 min in einem stehenden Tank mit 15 m³ Inhalt wurde das verflüssigte Prozeßwasser mit einem Klärseparator (Westfalia: SA 100) zentrifugal separiert.

Der Oberlauf des Separators wurde kontinuierlich in einen Puffertank mit 3 m³ geführt und kontinuierlich durch eine Magnetdosierpumpe (Prominent:GALa 100) mit 500 ml Glucoamylase/m³ Prozeßwasser versetzt. Die Füllstandsregelung erfolgte über zwei eingebaute Füllstandssensoren der Fa. Endres + Hauser (liquifant M, FTL 50). Über diesen Zwischenbehälter wurden 6.500 kg aufbereitetes Prozeßwasser/h unter Zugabe von Pentosanasen mit einer Magnetdosierpumpe (Prominent:GALa 100) zur Viskositätsverringerng in einen Verladebehälter gepumpt und an die Backhefefabrik geliefert. Vor der Pentosanasezugabe wurden 500 kg aufbereitetes Prozeßwasser/h in den Vorlagetank der Fermentation gegeben. Die Glucoamylase hatte in diesem 3 m³ großen Tank eine zusätzliche Reaktionszeit von durchschnittlich 6 h.



Abbildung 8: BVG Stärkekonverter.

2.3.2 Beschreibung der Fermentationsanlage

Die im Rahmen der Projektdurchführung geplante und neu aufgebaute Fermentationsanlage besteht aus einem doppelwandigen Edelstahlkessel mit einem schnell drehenden Rührwerk (500 1/min) an dem ein Dispergator für den Lufteintrag und in regelmäßigen Abständen zwei Scheibenrührer angebracht sind (Abb. 9/10). Das Rührwerk ist mit einer kondensatgeschmierten und wassergekühlten doppelten Gleitringdichtung ausgestattet. An der Fermenterinnenwand sind 3 Strömungsbrecher angebracht.

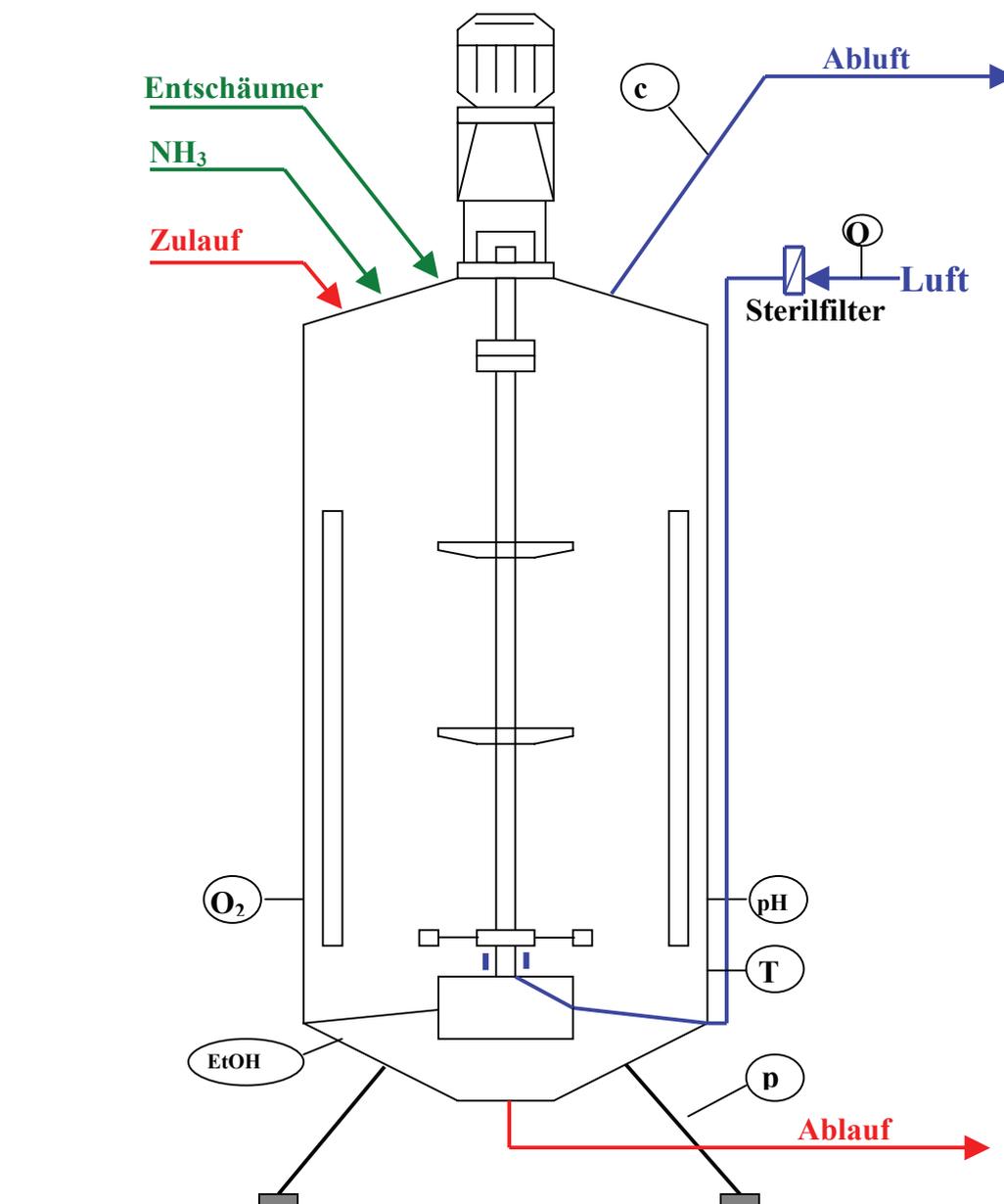


Abbildung 9: Skizze des Fermenters der Pilotanlage.

Im unteren Teil des Fermenters befinden sich vier Anschlüsse, an denen sich jeweils ein Temperaturfühler (Knick:Pt100), eine pH-Elektrode (Knick:SE 532), eine Ethanolmesssonde (Kempe:Silicon-Tubing-Sonde) und eine Sauerstoffelektrode (Knick:OXY 3400) befindet. Der Fermenterinhalt wird indirekt über das Fermentergewicht bestimmt. Zur Erfassung des Fermentergewichts sind an den vier Füßen des Fermenters Wägezellen (Rembe/Levermount) angebracht.

Die Belüftung des Fermenters erfolgt über das firmeninterne Druckluftsystem. Die Druckluft wird mit Filterkartuschen (Ingersoll-Rand:Superfeinfilter HE216 und

Aktivkohlefilter AC216) gefiltert und mit einem Sterilfilter (CPM/Ecofilter) entkeimt. In der Abluftsektion ist eine Schaumsonde (Peperl+Fuchs: Stabelektrode HR-601161) angebracht. Außerdem ist im Abluftrohr eine Klappe angebracht, so dass zur Erhöhung der Sauerstofftransportrate ein gewisser Überdruck im Fermenter einstellbar ist.

Der Fermenter wird über einen Steuerschrank mit eingebauter Steuereinheit geregelt. Das Herz dieser Steuerung ist ein PC (ATX-Bigtower, CPU: Athlon 950MHZ Prozessor; 128 MB SDRAM) mit eingebauten Steuerkarten (Meilhaus:ME-2600 und ME-137B). An diese Steuerkarten sind eine Adapterschiene für die Übersetzung der PC-Steuersignale in 4-20 mA und von 4-20 mA in PC-Spannung sowie ein Relaisblock angeschlossen. Die Temperatursteuerung erfolgt über den PC/Relaisblock, mit dem der Kühlwasserzu- und -ablauf mit zwei Magnetventilen geregelt wird. Der pH-Wert wird direkt mit der Messerfassung des pH-Wertes (Knick:Protos 3400) geregelt. Fällt der pH-Wert unter den Vorgabewert, pumpt eine Magnetdosierpumpe (Prominent: GALa 100) Ammoniak in den Fermenter. Die Entnahme des Ammoniak erfolgt direkt aus einem beigestellten 200l-Container. Die Steuerung der Entschäumerzugabe erfolgt über die Schaumsonde und die PC-Steuerung. Bei einer Schaummeldung wird mit einer Magnetdosierpumpe (Prominent:GALa 100) Entschäumer (Struktol:J673) in den Fermenter gepumpt. Die Entnahme des Entschäumers erfolgt direkt aus einem beigestellten 50l-Container. Der Fermenterablauf wird mit einer frequenzgesteuerten Membrankolbenpumpe (Prominent: Sigma 3) vom PC gesteuert. Der Substratzulauf erfolgt ebenfalls mit einer vom PC geregelten Membrankolbenpumpe (Prominent: Sigma 3).

Die Hefe wird aus dem Fermenterablauf mit einem Düsenseparator (Westfalia: NA7) zentrifugal abgeschieden. Der Hefeseparator wurde mit 2,4,8 Düsen mit einem Düseninnendurchmesser von 0,4 mm, 0,6 mm und 0,8 mm bestückt.



Abb. 10 : Kontinuierlicher Fermenter der Pilotanlage.

2.3.3 Betrieb der Fermentationsanlage

Der Fermenter wird nach einer Dampfsterilisation bei 121° C und 2 bar Überdruck mit einer sterilen Wasservorlage und einem Inokulum von 50 l befüllt, das zuerst im Labor des Instituts und dann in die Stärkefabrik gebrachten Technikumsfermenter herangeführt wurde. Dann wird mit der Zulaufpumpe Substrat in so großer Menge zugeführt, dass der Ethanolgehalt im Fermenter nicht über 0,1 Vol. % steigt. Nach dem Durchlaufen einer lag-Phase, entspricht dies einem exponentiellen Substratzulauf. Der pH-Wert wird dabei auf 4,0 und die Temperatur des Substrats auf 30° C eingestellt. Ist ein Fermenterinhalt von 1800 l erreicht, beginnt die kontinuierliche Fermentation. Der Substratablauf wird dann wiederum so gesteuert,

dass der Ethanolgehalt im Fermenter nicht über 0,1 Vol. % steigt. Der Substratzulauf hält den Füllstand konstant.

2.3.4 Ultrafiltration

Die Ultrafiltration des Separatoroberlaufs erfolgte zunächst in einem dem in der Technikumsanlage eingesetzten vergleichbaren Crossflow-Filtrationsblock (Microdyn:CMB 090). In dieser Ultrafiltrationseinheit wird der Separatoroberlauf über ein Hohlfasermodul im Kreislauf geführt. Das Hohlfasermodul (Microdyn:MD 080 US 03N), dessen Hohlfasern aus Polyethersulfonmembranen bestehen, ist aus 430 Hohlfasern mit einem Innendurchmesser von 1,5 mm aufgebaut. Die Membran hat eine Porengröße von 0,03 μm . Die Anströmfläche des Moduls beträgt 7,6 cm^2 und die innere Membranfläche ist 1,8 m^2 groß. Die Membran kann mit einem maximalen transmembranen Druck von 1,6 bar bei 25°C und von 1,4 bar bei der maximal zulässigen Temperatur von 40°C betrieben werden.

Außerdem wurde ein Rohrmodul (Microdyn:MD 080 TS 2N) mit einer Polypropylenmembran getestet. Die Membran hat eine Porengröße von 0,2 μm . Die Anströmfläche des Moduls beträgt 10,0 cm^2 und die innere Membranfläche ist 1,0 m^2 groß. Die Membran kann mit einem maximalen transmembranen Druck von 3,0 bar bei 25°C und von 2,0 bar bei der maximal zulässigen Temperatur von 60°C betrieben werden.

Diese Module sind im Gegensatz zu den bei der Technikumsanlage eingesetzten Modulen für industrielle Anlagen konzipiert. Die Volumenströme und alle permeat- und retentatseitigen Drücke lassen sich bei der Anlage über Drosselventile steuern.

Nachdem mit dieser Anlage (Abb. 11) weitere Planungsdaten gewonnen worden waren, wurde eine industrielle Anlage (Abb. 12) mit 6 Hohlfasermodulen und einer Gesamtfilterfläche von 37,2 m^2 auf Leihbasis angeschafft. Die Module haben eine Membranfläche von 6,2 m^2 verteilt auf 830 Hohlfasern. Die Hohlfasern haben einen Innendurchmesser von 1,9 mm und eine Trenngrenze von 500.000 Dalton. Der maximale Transmembrandruck liegt bei 2,4 bar. Der Eingangsdruck darf 2,7 bar nicht überschreiten. Außerdem darf die Temperatur der filtrierten Flüssigkeit nicht über 60 °C steigen. Das LKK enthaltende Retentat der Ultrafiltration wird zur Erhöhung

seiner Haltbarkeit und aus hygienischen Gründen mit dem in der Technikumsanlage verwendeten Temperiergerät bei 72 °C pasteurisiert.

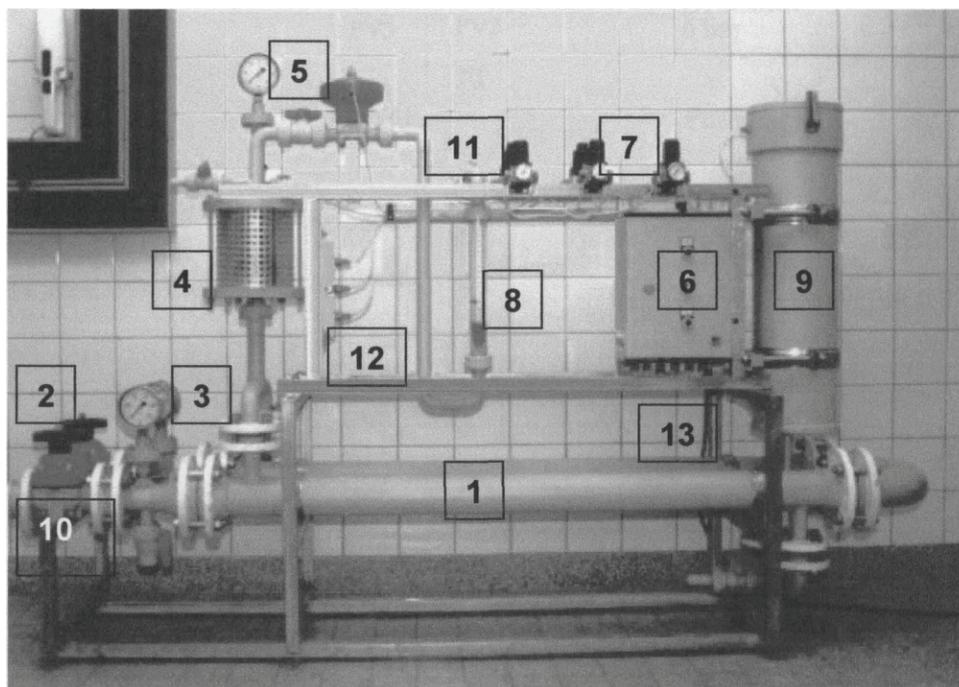


Abbildung 11: Ultrafiltrationsanlage der Pilotanlage mit einem Modul.

Die Anlage besteht aus einem Edelstahl-Rahmengestell zur Aufnahme des MICRODYN Filtermoduls, der dazugehörigen Verrohrung, der Armaturen und der Vorrichtung zur periodischen Rückspülung.

1. Filtermodul
2. Handregelventile zur Regelung des Ein- und Ausgangsdruckes
3. Manometer zur Kontrolle des Ein- und Ausgangsdruckes
4. Rückspülbehälter
5. Manometer zur Kontrolle des filtratseitigen bzw. des Rückspüldruckes
6. Steuerschrank der periodischen Rückspülung
7. Regler zur Einstellung des Steuer-, Rückspül- und Reinigungsdruckes
8. Durchflußmesser Filtrat
9. Behälter für Reinigungslösung
10. Produkt- und Retentatanschluß DIN-Flansch DN 50
11. Filtratanschluß Schlauchnippel DN 25
12. Druckluftanschluß Gewindemuffe 3/8" für Druckluft 6 bar, trocken, ölfrei
13. Elektro-Stecker 220 V, Stromaufnahme Steuerung 220 W



Abbildung 12 : Industrielle Ultrafiltrationsanlage der Pilotanlage mit 6 Modulen.

2.3.5 Sprühtrocknung des LKK -haltigen Retentats

Das Retentat aus der Ultrafiltration wurde in kleineren Versuchsmengen mit dem Niro-Sprühtrockner (Abb. 7) aus (2-3 kg Wasserverdampfung/h) der Technikumsanlage getrocknet, da aus Kostengründen keine industrielle Versuchsanlage angeschafft werden konnte. Darüber hinaus wurden größere Mengen des Retentats auf den größeren Sprühtrocknungsanlagen zweier befreundeter Institute (Fraunhofer, IVV, Freising; BAGKF, Detmold) getrocknet. Mit der Anlage des IVV (APV-Sprühtrockner) konnten 50 kg Diafiltrat getrocknet werden. Die Anlage verfügt über einen Mischrohrzerstäuber mit einer Düse, die einen Durchmesser von 5 mm hat.

Der Sprühtrockner (Niro-Sprühtrockner) der BAGKF hatte bei der Trocknung der Dia-Retentate eine Wasserverdampfungsleistung von 10-15 l/h. Die Dia-Retentate mussten für die Versprühung von 6-8 % auf ca. 2 % Trockensubstanzkonzentration

zurückverdünnt werden. Das verdünnte Dia-Retentat wurde über eine automatisch gesteuerte Zweistoffdüse dosiert. Die Trocknereingangstemperatur betrug 210 °C und die Trocknerausgangstemperatur erreichte 80 °C. Das Trockenprodukt hatte eine Temperatur von ca. 60 °C.

2.4 Auswahl der Hefen für die Futter- und Backhefeherstellung

Ein Stamm von *Pichia jadinii* (*Candida utilis*) aus der Deutschen Sammlung von Mikroorganismen und Zellkulturen (DSMZ), Braunschweig, der speziell für die Futterhefe-Herstellung geeignet ist, wurde ausgewählt, um mit den Anlagen die entsprechenden Fermentationsversuche durchzuführen.

Ein Stamm *Saccharomyces cerevisiae* aus der institutseigenen Stammsammlung wurde für die Herstellung von Backhefe verwendet. Der Stamm trägt die Bezeichnung H201. Er zeichnet sich durch eine hohe Triebkraft und Vermehrungsfähigkeit aus.

Die beiden Hefestämme wurden für die Fermentationsversuche in einer Laborreinzucht im Labor des Instituts über mehrere Stufen herangezogen.

2.5 Verwendete Enzympräparate

Für die enzymatische Aufbereitung des Prozesswassers wurden die in der Tabelle 5 aufgeführten Enzypräparate eingesetzt.

Tabelle 5: Enzympräparate für die Prozesswasseraufbereitung

Enzym	Produktname	Hersteller	Temperatur-optimum	Aktivität
α -Amylase	BAN 240	Novo Nordisk	65-75° C	240 KNU/g
Glucoamylase 1	Gamylo	Gammazym	55-60°C	300 GCGAU/ml
Glucoamylase 2	Brewers diase	DSM	55-60° C	20.000 AGI/g
Glucoamylase 3	Amylyve AG 400 L	Lyven	58-56° C	400 AMG/g
Glucoamylase 4	Novo AMG 300 L	Novo Nordisk	72-78° C	300 AGU/ml
Pentosanase	Pentopan L	Novo Nordisk	40°C	550 FXU
Endo-/Exoprotease	Flavourzyme 1000 L	Novo Nordisk	50° C	1000 LAPU/g
Endoprotease	Alcalase 2,4 L	Novo Nordisk	55 - 70° C	2,4 AU/g

2.6 Backversuche mit den LKK - Präparaten

Die mit der Labor-, der Technikums- und Pilotanlage hergestellten LKK - Präparate sowie die in der Technikumsanlage hergestellte Backhefe wurden für Backversuche eingesetzt, die in der Institutsbäckerei durchgeführt wurden. Die Backversuche wurden bezüglich der zu vergleichenden Kriterien in Anlehnung an das DLG-Prüfschema (18) ausgewertet.

Die Backversuche wurden als Standard-Kastenbackversuche (19) und als standardisierte Brötchen-Backversuche mit Flüssigbackhefe oder den LKK-Präparaten in einem Etagenbackofen durchgeführt.

Die Zugabe von Flüssighefe erfolgte so, dass in den Teigen mit Flüssighefe die gleiche Hefezahl wie in den Vergleichsteigen mit Standard-Backhefe enthalten war.

Bei der Zugabe von LKK in die Versuchsteige wurde berücksichtigt, dass bei den früher durchgeführten Versuchen (1) 10 g LKK pro Person und Mahlzeit notwendig waren, um eine signifikante Senkung des postprandialen Blutglucosespiegels zu erreichen. Darauf basierend wurden 10 g LKK der Rezeptur für 2 Brötchen zugegeben, die aus Teigen mit je 50 g eingesetzten Mehl gebacken wurden. Entsprechend wurde bei den Broten, bezogen auf eine Mehlmenge von 100 g, 10 g LKK zugegeben.

Die Brötchen für die ernährungsphysiologischen Studien mit und ohne LKK-Zugabe wurden nach dem in den Tabellen 6 und 7 aufgeführten Rezepten hergestellt.

Tabelle 6: Zusammensetzung von Weizenbrötchen ohne LKK-Zugabe

Zusammensetzung	Anteil je Brötchen g	Verdauliche Kohlenhydrate g	Protein g	Fett g	Ballaststoffe g	Mineralstoffe g
Weizenmehl 550	51,00	36,09	5,02	0,58	2,09	0,24
Wasser	37,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03
Hefe	3,70	0,00	0,62	0,04	0,00	0,08
Salz	0,80	0,00	0,00	0,00	0,00	0,53
Emulgator DAWE*	0,26	0,26	0,00	0,00	0,00	0,00
Fett	0,30	0,00	0,00	0,25	0,00	0,00
Gesamt	93,06	36,35	5,64	0,87	2,09	0,87

*DAWE = Diacetylweinsäureester

Tabelle 7: Zusammensetzung von Weizenbrötchen mit LKK-Zugabe

Zusammensetzung	Anteil je Brötchen	Verdauliche Kohlenhydrate	Protein	Fett	Ballaststoffe	Mineralstoffe
	g	g	g	g	g	g
Weizenmehl 550	51,00	36,09	5,02	0,58	2,09	0,24
Wasser	37,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03
Hefe	3,70	0,00	0,62	0,04	0,00	0,08
Salz	0,80	0,00	0,00	0,00	0,00	0,53
Emulgator DAWE*	0,26	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Fett	0,30	0,00	0,00	0,25	0,00	0,00
LKK	10,00	0,00	3,40	0,10	5,60	0,50
Gesamt	103,06	36,09	9,04	0,97	7,69	1,37

*DAWE = Diacetylweinsäureester

2.7 Analysenmethoden

Alle Rohstoffe, Zwischen- und Endprodukte wurden soweit erforderlich mit chemischen, physikalischen und mikrobiologischen Methoden analysiert. Dazu wurden überwiegend standardisierte und/oder in der Literatur beschriebene Methoden angewendet. Der Einsatz der Methoden war auf die Charakterisierung der Stoffströme und Produkte gerichtet.

2.7.1 Bestimmung des Wassergehalts

Der Wassergehalt wurde für alle Glucose enthaltenden Proben mit der Karl-Fischer-Methode bestimmt. Dazu wurde die amperometrische Jodtitration auf einen methanolischen Extrakt des Probenmaterials angewendet (20). Der Wassergehalt aller anderen Proben wurde mit der Trockenschrankmethode (ICC-Standard Nr. 110/1) (21) bestimmt.

2.7.2 Bestimmung des Stärke- und des Glucosegehalts

Der Stärkegehalt wurde enzymatisch gemäß ICC Standard Nr. 128 bestimmt. Dabei wurde in Abwandlung der ICC-Standardmethode die gebildete Glucose nicht mit der GOD-Methode, sondern mit Hexokinase und Glucose-6-Phosphat-Isomerase über NADPH als Meßgröße bestimmt (22, 23). Der Glucosegehalt wurde entsprechend bestimmt.

2.7.3 Bestimmung des Gehalts an Ballaststoffen

Der Gehalt an unlöslichen und löslichen Ballaststoffen wurde nach der modifizierten AOAC-Methode enzymatisch-gravimetrisch bestimmt (24).

2.7.4 Bestimmung des Pentosan-Gehalts

Der Pentosangehalt wurde nach der von Dörfer (1997) modifizierten Methode von Schober (1995) bestimmt. Nach einem schwefelsauren Aufschluss der Probensubstanz werden die freigesetzten Pentosen kolorimetrisch bestimmt. Die Farbreaktion wurde mit Orcin-FeCl₃-HCl-Reagenz durchgeführt (25).

2.7.5 Bestimmung des β -Glucan-Gehalts

Der β -Glucan-Gehalt wurde enzymatisch nach der EBC-Methode 3.11.1 mit Test-Reagenzien (Mega Zyme) durchgeführt (26).

2.7.6 Bestimmung des Proteingehalts

Der Proteingehalt wurde nach der Kjeldahl-Methode gemäß AACC-Standard 46-13 bestimmt (27).

2.7.7 Bestimmung des MgSO₄-fällbaren Stickstoffs

Die hochmolekularen Stickstoffverbindungen wurden, gemäß der Bestimmung des mit Magnesiumsulfat fällbaren Stickstoffes in Würze und Bier (28), mit Magnesiumsulfat gefällt und abfiltriert. Abweichend von der in der Analysenvorschrift angewandten Bestimmungsmethode wurde der Stickstoffgehalt im Rückstand nach einer modifizierten Kjeldahl-Methode bestimmt. In den Kjeldahl-Kolben wurden der Filter mit dem Niederschlag, zwei Glasperlen, eine Kjeldahl-Tablette und 30 ml konzentrierte Schwefelsäure gegeben und über Nacht bei Raumtemperatur stehen gelassen. Nach einem 60-minütigen Aufschluß bei 400 °C erfolgte die Destillation mit 20 ml bidest. Wasser und 155 ml 33%iger Natronlauge. Als Vorlage wurden 100 ml 2%ige Borsäure verwendet.

2.7.8 Bestimmung des α -Amino-Stickstoffs

Für die Bestimmung des α -Amino-Stickstoffes wurde die Ninhydrinmethode nach Mebak verwendet (29). Ninhydrin ergibt mit dem Ammoniak aus desaminierten Aminosäuren eine blaugviolette Färbung, die photometrisch bestimmt werden kann.

2.7.9 Bestimmung des Aschegehalts

Der Aschegehalt wurde gemäß dem ICC-Standard Nr. 104 (30) bestimmt. Dabei wird nach Veraschen des Probenmaterials bei 900 °C im Muffelofen der Glührückstand gravimetrisch bestimmt und auf die Trockenmasse der Einwaage bezogen.

2.7.10 Bestimmung des Fettgehalts

Der Fettgehalt wurde nach Weibull-Stoldt (31) bestimmt. Das nach dem Säureaufschluss der Proben mit Hexan extrahierte Fett wurde bei 105 °C im Extraktionskolben im Trockenschrank getrocknet, anschließend gravimetrisch bestimmt und auf die Trockenmasse der Einwaage bezogen.

2.7.11 Bestimmung der Triebkraft der Backhefe

Die Triebkraft der Backhefe wurde mit einer speziellen Methode bestimmt (10). Dazu wird in einer Kneteinrichtung (Brabender, Farinograph) ein Teig aus Weizenmehl, Wasser, Salz und Hefe bereitet. Ein gewogenes Aliquot dieses Teiges wird in eine Messvorrichtung gegeben, die aus einem skalierten Messbecher (Höhe x Durchmesser = 12 cm x 5 cm) besteht. Die durch die Gasbildungsgeschwindigkeit hervorgerufene Volumenausdehnung des Teiges in der Zeiteinheit ist das Maß für die Triebkraft.

Die Volumenausdehnung des Teiges wurde nach einer Zeit von 60 min an der Skala abgelesen. Bei der Bestimmung wurde die Triebkraft einer bestimmten Anzahl von Hefen mit der Triebkraft der gleichen Anzahl von kommerziellen Backhefen ins Verhältnis gesetzt.

2.7.12 Bestimmung der Zellzahl

Zur Bestimmung der Zellzahl wurde die Hefesuspension zunächst 15 min. in ein Ultraschallbad getaucht, um die Sprossverbände so stark wie möglich zu vereinzeln. Die Zellzahl wurde durch Zählen der Hefezellen in einer Thomakammer mit einer Tiefe von 0,1 mm bestimmt. Die Zählung wurde mindestens einmal mit einer neu gefüllten Kammer wiederholt (32). Aus der Zellzahl wurde die Konzentration der Hefe in g Hefe/l Flüssigkeit (Ablaufvolumenströme, Flüssighefe) nach Bronn (33) berechnet. Diese Vorgehensweise zur Bestimmung der Hefekonzentration war erforderlich, weil das Fermentationssubstrat aus dem Prozesswasser anders als bei der Herstellung von Backhefe mit Melasse nur teilgeklärt wurde. Deshalb konnte die Trockenmasse (HTS) der Hefe nicht direkt bestimmt werden.

2.7.13 Nachweis von Fremdhefen

Der Nachweis von Fremdhefen erfolgte durch gleichzeitiges Ausplattieren verschiedener Verdünnungsstufen der Probe auf Lysin-Agar-, Panthotenat-Agar- und Würze-Agar-Platten. Die Ansätze wurden 2-4 Tage bei 28°C bebrütet (34).

2.7.14 Nachweis von Bakterien

Der Nachweis von Bakterien erfolgte durch Ausplattieren verschiedener Verdünnungsstufen der Probe auf MRS-Agar-Platten. Die Ansätze wurden 2-4 Tage bei 40°C bebrütet.

2.7.15 Bestimmung des Ethanolgehalts

Der Gehalt an Ethanol wurde enzymatisch über NADAPH als Messgröße erfasst (35).

2.7.16 Bestimmung der Viskosität

Die Bestimmung der Viskosität von Newtonschen Flüssigkeiten erfolgt am genauesten mit Kapillar-Viskosimetern, die aus einer Glaskapillare definierter Weite und Länge mit zugeordneten Kugelreservoirien besteht. Es wird die Zeit gemessen, die eine durch das Kugelvolumen definierte Flüssigkeitsmenge benötigt, die Kapillare zu durchfließen (36).

Die Messungen wurden im Ubbelohde-Kapillarviskosimeter (Typ 53101 / 0a) mit dem Viskositätsmeßsystem (Schott-Geräte-GmbH: AVS 350) bei einer Temperatur von 25 °C durchgeführt. Bei diesem Meßsystem werden an zwei Messstellen die Flüssigkeitsmenisken mit Lichtschranken optoelektronisch erfasst.

3 Ergebnisse und Diskussion

Die Darstellung der Ergebnisse erfolgt nachstehend, wie bereits erwähnt, in einer logischen Abfolge, die sich zwar nicht allein an der chronologischen Reihenfolge der Versuche orientiert, darauf aber doch weitgehend Bezug nimmt. Entsprechend der Logik und abweichend von der Chronologie wird mit der Darstellung der Ergebnisse über die stoffliche Charakterisierung des Prozesswassers begonnen.

3.1 Zusammensetzung des Prozesswassers

Die Ermittlung der Zusammensetzung des Prozesswassers erfolgte projektbegleitend während der Durchführung der Pilotversuche in etwa gleichen Abständen fünf Mal. Dazu ist darauf hinzuweisen, dass während des Betriebs der Stärkefabrik Schwankungen in den Masseströmen vorkommen, die sich in der Zusammensetzung des Prozesswassers widerspiegeln. Dieser Tatbestand war zwar für die Durchführung des Projekts bezüglich der Entwicklung der einzelnen Verfahrensschnitte und die Prozessparameter weniger wichtig, weil es sich dabei ja immer um in sich geschlossene und deshalb bezüglich ihrer Masseströme bilanzierbare Versuchsanordnungen handelte, war dafür aber für die Wirtschaftlichkeitsbetrachtung des Verfahrens um so bedeutender. Die Zusammensetzung des Prozesswassers und die Möglichkeiten der Aufarbeitung seiner Trockenmasse bilden letztendlich die Grundlage für die Wirtschaftlichkeitsberechnung des entwickelten Verfahrens nebst seiner alternativen Gestaltungen.

Aus den in der Tabelle 8 zusammengestellten Werten über die Zusammensetzung der Trockenmasse des Prozesswassers geht hervor, dass die Standardabweichung für die wichtigsten hier interessierenden Stoffe (Stärke, lösliche Ballaststoffe, Pentosane, Protein, Fett) $< \pm 10 \%$ waren und nur $\pm 1,9 \%$ für die Stärke, $\pm 6,0 \%$ für die Ballaststoffe sowie $\pm 3,8 \%$ für die Pentosane betrug. Das ist besonders deshalb bemerkenswert, weil gleichzeitig die Trockenmassekonzentration im Prozesswasser zwischen 8,9 bis 12,5 % schwankte und ein Mittelwert von 10,6 % errechnet wurde. Damit war die Abweichung zwischen der höchsten und niedrigsten

Trockenmassekonzentration vom Mittelwert mit ca. $\pm 17\%$ deutlich größer als es der Standardabweichung der relativen Zusammensetzung der Trockenmasse entsprach.

Tabelle 8 : Zusammensetzung der Trockensubstanz des Prozesswassers der Weizenstärkefabrik (n=5)

Substanz	Messwert (%TS)		Mittelwert M (%TS)	Varianz s^2 (%TS)	Standardabweichung $\pm s$	
	kleinster	größter			(%TS)	(%)
Stärke/Dextrine	47,0	49,4	48,2	0,792	0,890	1,9
Glucose	2,1	3,1	2,7	0,153	0,391	14,4
Ballaststoffe	12,5	14,8	13,7	0,673	0,820	6,0
lösliche	8,8	9,9	9,0	0,392	0,626	7,0
unlösliche	3,7	5,5	4,7	0,432	0,657	13,9
Pentosane	13,7	15,1	14,7	0,313	0,559	3,8
β -Glucan	0,5	1,0	0,7	0,043	0,207	29,6
Protein	11,2	13,4	12,1	0,650	0,806	6,7
Asche	2,4	3,1	2,6	0,093	0,305	11,7
Fett	1,3	1,7	1,5	0,022	0,148	8,7

Daraus kann geschlossen werden, dass die Ausbeute an Produkten aus dem Prozesswasser relativ stabil sein wird, diese aber in Abhängigkeit von der Stabilität des Betriebslaufs der Stärkefabrik gewissen Schwankungen unterliegen wird. Diese Schwankungsbreite muss bei der Gestaltung des Verfahrensablaufs der Prozesswasseraufbereitung berücksichtigt werden. Dafür gibt es verschiedene technische Möglichkeiten, die je nach Zweckmäßigkeit an mehreren Stellen des Verfahrens verwirklicht werden können.

Für die später erfolgende Wirtschaftlichkeitsberechnung wird der Mittelwert der Trockenmassekonzentration des Prozesswassers und die auf diese bezogene Ausbeute an Produkten verwendet. In der Produktausbeute liegt ein weiteres Problem für die Wirtschaftlichkeitsberechnung verborgen, weil es für die enzymatische Aufbereitung des Prozesswassers für seine Bereitstellung als Fermentationssubstrat mehrere Möglichkeiten der Aufbereitung gibt, die an dieser Stelle grundsätzlich abgehandelt werden sollen.

Entscheidend für die Wirtschaftlichkeit des Verfahrens ist der Anteil der Ballaststoffe im Prozesswasser, darunter insbesondere der mit diesen weitgehend mit erfassten Pentosane. Die Ballaststoffe werden analytisch in lösliche und unlösliche Ballaststoffe unterteilt. Den größten Anteil an den Ballaststoffen des Prozesswassers machen die Pentosane aus. Die bei der analytischen Bestimmung der Pentosane erfassten Pentosane werden bei der Ballaststoffbestimmung nur zum Teil erfasst, da die Kettenlänge eines Teils der Pentosane zu kurz ist, um bei der alkoholischen Fällung, mit der die löslichen Ballaststoffe bei der Ballaststoffbestimmung erfasst werden, ausgefällt zu werden. Dadurch kann der Messwert für den Gesamtballaststoffgehalt kleiner sein als für den Pentosangehalt.

3.2 Enzymatische Aufbereitung des Prozesswassers

Die enzymatische Aufbereitung des Prozesswassers ist darauf gerichtet, die in ihm enthaltene Stärke und wahlweise das ebenfalls enthaltene Protein so weit enzymatisch zu hydrolysieren, dass die entstehenden Abbauprodukte für die Futterhefe *Pichia jadinii* und die Backhefe *Saccharomyces cerevisiae* assimilierbar werden. Die Hydrolyse erfolgt in drei Schritten, wobei der zweite und der dritte Schritt in Kombination miteinander ablaufen können.

Der erste Schritt besteht in der Verflüssigung der Stärke mit α -Amylase. Die dabei unlöslich bleibenden Stoffe und das aufgrund der thermischen Behandlung des Prozesswassers entstehende Koagulat werden nach Einhaltung der gewählten Reaktionszeit zentrifugal als Schlamm (Proteinfraktion) abgeschieden. Danach wird das Prozesswasser im zweiten Schritt zur Verzuckerung der verflüssigten Stärke mit Glucoamylase behandelt. Diese hydrolysiert die gebildeten α -Glucane weitgehend bis zur Glucose.

Im dritten Schritt können dann die im glucosehaltigen Prozesswasser verbliebenen Proteine mit Hilfe von Exo- und Endoproteasen zu niederpolymeren Abbauprodukten hydrolysiert werden. Da Hefen nur Aminosäuren sowie Di- und Tripeptide assimilieren können, muss das Protein sehr weitgehend abgebaut werden. Dies erfordert entweder eine hohe Enzymkonzentration oder eine lange Einwirkzeit der

Proteasen. Die Proteasen können jedoch zur Einsparung von Reaktionszeit und Reaktorvolumen zusammen mit der Glucoamylase eingesetzt werden.

Für die Hydrolyse der Stärke und der Proteine müssen die unterschiedlichen pH-Optima der α -Amylase (pH 4 - 6) Glucoamylase (pH 3 - 5) und der Proteasen (pH 5 - 7) beachtet werden. Dabei ist es von Vorteil, dass das anfallende Prozesswasser einen pH-Wert von 4,0 - 5,8 besitzt, der im Bereich der pH-Optima der verwendeten Enzyme liegt.

3.2.1 Verflüssigung des Stärkeanteils im Prozesswasser

Die Verflüssigung des Stärkeanteils im Prozesswasser wurde so durchgeführt, dass das jeweils verwendete α -Amylase-Präparat mit dem bereits 40 °C warmen Prozesswasser vermischt wurde und dieses mit dem Jet-Kocher in wenigen Sekunden auf die eingestellte Temperatur von 78 °C gebracht wurde. Dabei verkleisterte die Stärke und ein Teil des gelösten Proteins koagulierte. Nach der Erhitzung erfolgte eine Haltezeit von 2 h, in der die α -Amylase wirken konnte. Die Temperatur sank dabei auf 72 °C. Da die Wirksamkeit des Enzyms stark vom pH-Wert, der Enzymkonzentration, der Temperatur und von einer ausreichenden Calcium-Versorgung abhängt, wurden zur Durchführung dieses Verfahrensschritts deshalb sowohl die Angaben der Enzymhersteller als auch der Stand der Technik bei der Glucoseherstellung aus Stärke herangezogen (37).

Der pH-Wert des Prozesswassers beträgt ca. 4,0 bis 5,8. Dieser Bereich entspricht in etwa den pH-Optima der eingesetzten α -Amylase-Präparate, so dass keine pH-Korrektur notwendig wurde. Die Konzentration der α -Amylase im Prozesswasser wurde den Herstellerangaben entsprechend eingestellt. Sie betrug bei dem hauptsächlich eingesetzten Enzympräparat (BAN 240 L: Novo Nordisk) 50 ml/m³ Prozesswasser. Die Temperatur, auf die das Prozesswasser mit der α -Amylase erhitzt wurde, wurde so gewählt, dass die Stärke ausreichend verkleisterte und die α -Amylase dadurch optimal wirken konnte. Die vegetativen Keime im Prozesswasser wurden unter diesem Temperaturregime weitgehend inaktiviert. Eine Temperatur von 78-80 °C stellte sich dafür als optimal heraus. Das Temperatur-Optimum der

α -Amylase lag zwar bei 74 °C, die etwas höhere Anfangstemperatur wurde jedoch gewählt, weil sie zu einer weitreichenden Inaktivierung der Mikroorganismen führte. Die Calcium-Konzentration betrug 25,8 g/m³ Prozesswasser. Das ist nach Herstellerangaben ausreichend für eine gute Wirksamkeit der α -Amylase.

Auf den Einsatz von thermostabilen α -Amylasen zur Stärkeverflüssigung muss verzichtet werden, da diese das Verfahren unbeschadet überstehen würden und wegen der vorgesehenen Rezirkulierung des Prozesswassers deshalb zum Teil in die Stärke gelangen würden. Dadurch könnten große Schäden bei der Verwendung der Stärke in den Endprodukten entstehen, die sich insbesondere in einem Viskositätsabfall bemerkbar machen würden.

Während der Verflüssigung des Stärkeanteils änderte sich die Viskosität des Prozesswassers, indem sie zuerst während des Verkleisterns schnell anstieg und danach während der Haltezeit bis unter den Anfangswert abfiel (Tab. 9). Der Viskositätsabfall setzte sich während des nachfolgenden Verzuckerns weiter fort, so dass der Endwert der Viskosität bei 72 °C nur noch etwa halb so groß war wie der Anfangswert bei 40 °C.

Tabelle 9 : Viskosität und Temperatur während der Verflüssigung und der Verzuckerung

Produkt	Viskosität (Pa s)	Temperatur (°C)
PW vor der Erhitzung	17	40
PW nach der Erhitzung	45	78
PW nach 1 h Enzymrast	28	76
PW nach 2 h Enzymrast	13	75
PW nach der Verzuckerung	8	72

3.2.2 Abtrennung der Proteinfraktion

Die Proteinfraktion wurde zentrifugal mit einem Tellerseparator abgeschieden. Sie machte vom verflüssigten Prozesswasservolumen im Durchschnitt einen Volumenanteil von 20 % aus. Der Trockensubstanzgehalt der Proteinfraktion betrug durchschnittlich 18%. Im Durchschnitt wurden 22% der Prozesswassertrockensubstanz mit der Proteinfraktion aus dem thermisch-enzymatisch aufbereiteten Prozesswasser abgetrennt. Die durchschnittliche Zusammensetzung der Proteinfraktion entsprach den in der Tabelle 10 zusammengestellten Angaben. Die abgetrennte Proteinfraktion wurde zur Entwicklung eines Backmittels weiterverwendet (siehe 6.4.5).

Tabelle 10 : Durchschnittliche Zusammensetzung der Proteinfraktion

Substanz	Konzentration (% der TS)
Stärke/Dextrine	21,2
Ballaststoffe, gesamt	21,8
Pentosane	9,4
Protein	27,8
Fett	6,5
Asche	3,1

Unter Verwendung der in der Tabelle 11 zusammengestellten Zahlenangaben, geht aus der Bilanzierung der Verteilung der wichtigsten Inhaltsstoffe des Prozesswassers nach der Verflüssigung des Stärkeanteils auf die abgetrennte Proteinfraktion (Zentrifugenunterlauf) und die verbleibende Prozesswasserfraktion (Zentrifugenoberlauf) hervor, dass es bezogen auf den Trockensubstanzanteil der Proteinfraktion an der Gesamttrockensubstanz des Prozesswassers teilweise zu starken An- und Abreicherungen der Inhaltsstoffe kommt. So gehen von der verflüssigten Stärke des Prozesswassers mit 9,8 % absolutem Trockensubstanzanteil nur halb so viel in die Proteinfraktion über, wie es deren Trockensubstanzanteil von 22 % von der Trockensubstanz des Prozesswassers entspricht. Hingegen gehen auf die Trockensubstanzanteile bezogen deutlich mehr

Ballaststoffe, aber wesentlich weniger Pentosane in die Proteinfraction über. Am stärksten ist dieser Übergang für Fett (>90 %) und Protein (= 50 %) ausgeprägt.

Tabelle 11: Durchschnittliche Verteilung der wichtigsten Inhaltsstoffe des Prozesswassers nach der Verflüssigung des Stärkeanteils auf die Proteinfraction und die Prozesswasserfraction

Inhaltsstoff	Prozesswasser-TS ¹⁾ (100%)	Anteil an Prozesswasser-TS		Übergang der Prozesswasser-TS in die Proteinfraction (%)
		Proteinfraction ²⁾ (22%)	Prozesswasserfraction (78%)	
Stärke/Dextrine	48,2	4,7	43,5	9,8
Ballaststoffe	13,7	4,8	8,9	35,0
Pentosane	14,7	2,1	12,6	14,3
Protein	12,1	6,1	6,0	50,4
Fett	1,5	1,4	0,1	93,3
Asche	2,6	0,7	1,9	26,9

1) Zahlenangaben aus Tabelle 8

2) Berechnet aus Zahlenangaben in Tabelle 10

Aus dieser Art der Verteilung der Trockensubstanz des Prozesswassers kann geschlossen werden, dass durch die Entschlammung direkt nach der Verflüssigung nur etwa 10 % der Stärke nicht für die Hefevermehrung als Substrat zur Verfügung stehen, dafür aber die nachfolgende Verzuckerung sowohl vom Volumen als auch der zu behandelnden Trockenmasse her gesehen mit etwa 20 % Gesamtanteil deutlich entlastet würde. Aus dem relativ kleinen Übergang der Pentosane auf die Proteinfraction von 14,3 %, die deutlich unter der des Übergangs der Ballaststoffe liegt, geht hervor, dass im Wesentlichen die unlöslichen Ballaststoffe in die Proteinfraction gelangten, die hier für das Projekt interessierenden löslichen Ballaststoffe jedoch weit überwiegend in der Prozesswasserfraction verblieben.

Von besonderem Vorteil war der hohe Übergang des Fetts in die Proteinfraction. Aus früheren Untersuchungen (38) ist uns bekannt, dass das Fett beim Erhitzen des

Prozesswassers hauptsächlich an das koagulierende Protein komplex gebunden wird. Dieser Lipid-Protein-Komplex machte etwa ein Drittel der Trockensubstanz der Proteinfraction aus. Dieser Anteil könnte allerdings noch einmal deutlich gesteigert werden, wenn die Proteinfraction erst nach der Verzuckerung der Stärke abgeschieden würde. Rein rechnerisch hätte er dann einen Anteil von etwa 40 % an der Trockensubstanz des dabei entstehenden Proteinschlammes.

Versuche in diese Richtung sind im Projektzeitraum zwar nicht unternommen worden, trotzdem sollen sie bei der Wirtschaftlichkeitsberechnung theoretisch mit berücksichtigt werden. Das ist deshalb gerechtfertigt, weil die Änderung der Relativzusammensetzung der Proteinfraction kaum einen Einfluss auf ihre Verwertung haben würde, sich aber durchaus prozesstechnische Vorteile mit der Verlagerung des Trennschritts nach der Verzuckerung ergeben könnten. Diese sind insbesondere in der Vermeidung einer zweiten zentrifugalen Entschlammung nach der Verzuckerung zu sehen, wenn das so enzymatisch aufbereitete Prozesswasser vor der Verhefung membranfiltriert werden sollte.

3.2.3 Verzuckerung der verflüssigten Stärke in der Prozesswasserfraction

Die vom Feststoffanteil weitgehend befreite Prozesswasserfraction wurde durch enzymatische Verzuckerung der in ihr enthaltenen verflüssigten Stärke weiter gemäß dem Verfahrensablauf zum Fermentationssubstrat aufbereitet.

Die Hydrolyse der Stärke zu Glucose erfolgte mit Amyloglucosidase (Glucoamylase). Da die Hydrolyse stark vom pH-Wert, der Temperatur, der Enzymkonzentration und dem verwendeten Enzympräparat abhängt, wurde zu Ermittlung der optimalen Prozessbedingungen ein Versuchsplan durchgeführt. Ziel war es, einen raschen und vollständigen Abbau der α -Glucane bei möglichst niedriger Enzymkonzentration zu erreichen. Je kürzer die Verzuckerungszeit und je höher der Verzuckerungsgrad ist, desto kleiner können die Behälter der Anlage sein und desto größer ist die Hefeaussbeute.

Das Versuchsschema ist in Tabelle 12 dargestellt. Jeweils 500 ml Oberlauf wurden mit der angegebenen Menge verschiedener Glucoamylasepräparate versetzt, mit Schwefelsäure auf den angegebenen pH-Wert gebracht und bei der angegebenen Temperatur gehalten. Die Konzentration an Glucose wurde 5 h lang stündlich bestimmt. Es wurden pH-Werte gewählt, die nahe am pH-Wert der Fermentation von 4,0 lagen. Die Konzentration an verflüssigter Stärke, sie betrug für diesen Versuch 43,8 % hätte bei vollständiger Verzuckerung zu einer Glucosekonzentration im Fermentationssubstrat von 48,7 g/l geführt. Bei diesem Versuch konnten nur vergleichbare Mengen an Enzympräparat und nicht vergleichbare Aktivitäten der Enzympräparate eingesetzt werden, da die angegebenen Aktivitäten der Enzympräparate nicht vergleichbar waren. Auf der Basis der ermittelten Menge an Enzympräparat, das jeweils benötigt wurde, konnten zusammen mit dem Enzympreis die Kosten für die Verzuckerung von einem Kubikmeter Prozesswasserfraktion ermittelt werden.

Tabelle 12: Versuchsschema zum amylytischen Abbau des Oberlaufs eines α -amylytisch behandelten und zentrifugierten Prozesswassers

Nr.	Glucosylase	Menge GA (ml)	pH-Wert	T (°C)
1	Brewer's Diase	0,1	3,8	60
2	Brewer's Diase	0,1	4,0	60
3	Brewer's Diase	0,1	4,3	60
4	Brewer's Diase	0,1	4,0	55
5	Brewer's Diase	0,1	4,0	65
6	Brewer's Diase	0,05	4,0	60
7	Brewer's Diase	0,15	4,0	60
8	Brewer's Diase	0,2	4,0	60
9	Brewer's Diase	0,3	4,0	60
10	Amylyve AG 400 L	0,1	3,8	60
11	Amylyve AG 400 L	0,1	4,0	60
12	Amylyve AG 400 L	0,1	4,3	60
13	Amylyve AG 400 L	0,1	4,0	55
14	Amylyve AG 400 L	0,1	4,0	65
15	Amylyve AG 400 L	0,05	4,0	60
16	Amylyve AG 400 L	0,15	4,0	60
17	Amylyve AG 400 L	0,2	4,0	60
18	Amylyve AG 400 L	0,3	4,0	60
19	Novo AMG 300 L	0,1	3,8	60
20	Novo AMG 300 L	0,1	4,0	60
21	Novo AMG 300 L	0,1	4,3	60
22	Novo AMG 300 L	0,1	4,0	55
23	Novo AMG 300 L	0,1	4,0	65
24	Novo AMG 300 L	0,05	4,0	60
25	Novo AMG 300 L	0,15	4,0	60
26	Novo AMG 300 L	0,2	4,0	60
27	Novo AMG 300 L	0,3	4,0	60

Die Ergebnisse des Abbaus sind in Tabelle 13 dargestellt.

Tabelle 13: Entwicklung der Glucosekonzentration (g/l) durch enzymatischen Abbau des Prozesswassers mit verschiedenen Glucoamylasepräparaten über einen Versuchszeitraum von 5 h

Nr.	Enzym	Glucosebildung in der Zeit				
		1h	2h	3h	4h	5h
1	Brewers Diase	23,	31,1	41,6	41,1	41,1
2	Brewers Diase	26,3	36,4	42,9	45,7	46,8
3	Brewers Diase	25,9	37,8	43,8	45,0	45,2
4	Brewers Diase	16,2	26,0	30,0	31,9	32,1
5	Brewers Diase	21,2	30,2	35,2	37,9	37,9
6	Brewers Diase	12,5	19,0	21,4	25,7	26,5
7	Brewers Diase	22,9	28,1	28,9	31,2	32,4
8	Brewers Diase	26,5	28,9	30,6	31,7	31,6
9	Brewers Diase	29,0	32,3	31,8	32,1	32,9
10	Amylyve AG 400L	26,5	42,4	34,5	47,6	48,2
11	Amylyve AG 400L	25,6	44,4	45,7	48,5	48,0
12	Amylyve AG 400L	26,0	41,3	46,2	46,6	46,4
13	Amylyve AG 400L	18,9	29,1	31,5	32,4	32,9
14	Amylyve AG 400L	26,5	36,0	37,2	39,5	39,2
15	Amylyve AG 400L	15,9	23,5	27,1	29,9	29,8
16	Amylyve AG 400L	37,7	43,1	44,7	42,4	42,4
17	Amylyve AG 400L	43,4	45,2	43,7	44,4	47,1
18	Amylyve AG 400L	44,6	45,3	47,2	47,1	47,1
19	Novo AMG 300L	21,8	33,0	41,6	43,4	44,7
20	Novo AMG 300L	21,7	33,1	43,4	42,3	43,0
21	Novo AMG 300L	22,0	33,5	40,9	45,9	45,6
22	Novo AMG 300L	14,7	24,1	29,3	31,0	31,9
23	Novo AMG 300L	18,7	27,5	32,0	33,6	34,4
24	Novo AMG 300L	9,4	13,7	17,1	19,9	20,6
25	Novo AMG 300L	26,3	41,2	42,3	44,5	45,5
26	Novo AMG 300L	34,0	43,9	42,1	45,0	44,6
27	Novo AMG 300L	41,0	46,3	45,8	46,6	46,1

Aus der Tabelle 13 ist ersichtlich, dass unter sonst gleichen Versuchsbedingungen Amylyve AG 400 L die in der Prozesswasserfraktion enthaltene verflüssigte Stärke am schnellsten zu Glucose abbaute. Die verflüssigte Stärke wurde dabei fast vollständig zu Glucose abgebaut. Unter den vorgegebenen pH-Werten führte erwartungsgemäß der pH-Wert von 4,3 zur schnellsten Hydrolyse. Entsprechend erwies sich die höchste Temperatur im Versuchsplan als förderlich für einen schnellen Abbau. Eine Enzymkonzentration von 0,3 ml Enzym/l Prozesswasser war ausreichend, um das Prozesswasser innerhalb von 3-4 h zu verzuckern.

Daraus kann geschlossen werden, dass in Verbindung mit der gewählten Führung der α -Amylyse die Verzuckerung so geführt werden kann, dass es zu einer praktisch vollständigen Verzuckerung der Stärke kommt. Daraus resultiert ein entsprechender Trockensubstanzgewinn, so dass sich die relativen Anteile der Inhaltsstoffe an der Trockensubstanz der zum Fermentationssubstrat aufgearbeiteten Prozesswasserfraktion entsprechend verändern (Tab. 14).

Tabelle.14: Errechnete durchschnittliche Inhaltsstoffzusammensetzung der zum Fermentationssubstrat durch Versuche aufbereiteten Prozesswasserfraktion

Inhaltsstoff	Prozesswasserfraktion ¹⁾ (% der TS)	Fermentationssubstrat ²⁾ (% der TS)
Stärke/ Dextrine	55,2	57,3 ³⁾
Glucose	2,8	2,2
Ballaststoffe, gesamt	11,3	10,6
Pentosane	16,0	15,1
Protein	7,6	7,2
Fett	0,1	0,1
Asche	2,4	2,3

¹⁾ und ²⁾ errechnet aus Angaben in Tabelle 11 unter Berücksichtigung des Substanzgewinns bei der Hydrolyse der Stärke

³⁾ angegeben als Glucose

Diese rechnerische Ermittlung der durchschnittlichen Zusammensetzung des Fermentationssubstrats auf der Grundlage der für das Prozesswasser ermittelten durchschnittlichen Konzentration und Zusammensetzung steht in recht guter Übereinstimmung mit den zu verschiedenen Zeitpunkten festgestellten

Inhaltsstoffzusammensetzungen der nach dem Verfahren hergestellten Fermentationssubstrate (Tab. 15).

Tabelle 15: Reale Zusammensetzung des Fermentationssubstrats zu verschiedenen Zeitpunkten

Inhaltsstoff	Probe 1	Probe 2	Probe 3
	(% von der TS)		
Asche	3,0	2,5	2,8
Stickstoff	1,7	1,5	2,0
Protein (F=5,7)	12,0	11,2	13,4
Stärke/ α -Glucane	1,2	2,5	2,4
Glucose	53,2	52,1	46,5
Fett	0,4	0,6	0,8
Ballaststoffe	12,0	13,2	13,4
lösliche	8,1	9,5	10,2
unlösliche	3,9	3,7	3,2
Pentosane	12,2	14,3	14,1
β -Glucan	1,1	0,8	0,9

An dieser Stelle ist darauf aufmerksam zu machen, dass es sehr schwierig ist, die Trockensubstanz des Prozesswassers und der aus ihr hergestellten Fraktionen bezogen auf die einzelnen Inhaltsstoffe quantitativ zu erfassen. Deshalb ist es auch nicht möglich, eine vollständige Inhaltsstoffbilanz anzugeben. Die hier mit ihren Anteilen an der Trockensubstanz der jeweiligen Produkte aufgeführten Inhaltsstoffe sind aber für die Bilanzierung der Stoffströme und die Wirtschaftlichkeitsberechnung des Verfahrens ausreichend. Die entsprechend generalisierten Angaben über die Inhaltsstoffverteilung sind auch nur dafür entwickelt worden, sie dienen nicht dazu, die Ergebnisse einzelner Versuche zu interpretieren. Einzelne Versuche werden jeweils gesondert betrachtet und bilanziert. Das ergibt sich daraus, dass die Pilot- und Technikumsversuche teilweise mit Prozesswasser durchgeführt wurden, das aus technischen Gründen Trockensubstanzkonzentrationen aufwies, die manchmal außerhalb der hier für die Schwankungsbreite der Prozesswasserkonzentration angegebenen Werte lag.

3.2.4 Proteolyse des Proteins in der Prozesswasserfraktion

Das im Prozesswasser enthaltene Protein setzt sich aus löslichen Proteinen und Proteiden des eingesetzten Weizenmehls zusammen, deren Molekulargewichte > 80.000 D sind. Wenn diese Proteine durch die Verwendung von Proteasen so weit abgebaut werden könnten, dass die Abbauprodukte entweder membranfiltriert oder von den bei der anschließenden Fermentation eingesetzten Hefen verwertet werden könnten, hätte das mehrere Vorteile. Dadurch würde sich durch den Übergang der gebildeten niedermolekularen Peptide in das Permeat der Membranfiltration der Ballaststoffgehalt im Retentat relativ erhöhen. Eine gleiche Wirkung träte durch die Verwertung der Peptide durch die Hefe ein, wodurch die Konzentration der Ballaststoffe im LKK erhöht würde. Außerdem ließe sich damit ein Beitrag zur Stickstoffversorgung der Hefe leisten. Dazu müssten die Proteine aber bis zu Tripeptiden abgebaut werden. Für eine Abtrennung der Proteine durch Ultrafiltration müssten die Proteine nur teilweise abgebaut werden. Dies hätte aber zur Folge, dass durch die Anreicherung des Permeats mit Proteinen dessen Wiederverwendung als rezirkuliertes Prozesswasser erschwert würde.

Zur Hydrolyse des Proteins wurden verschiedene Versuchsreihen mit Endo- und Exoproteasepräparaten durchgeführt. Die Proteolyse sollte zur Einsparung von Behälterkapazität parallel zur Verzuckerung der Stärke erfolgen. Die pH- und Temperatur-Optima der Proteasen und der Glucoamylasen lagen teilweise nicht im gleichen Bereich. Deshalb mussten Versuche unter Bedingungen durchgeführt werden, die einen Kompromiss zwischen den Optima darstellten. Der pH-Wert des Prozesswassers wurde mit Ammoniak eingestellt. Da dieser zugesetzte Stickstoff die Stickstoffbilanz des abgebauten Prozesswassers veränderte, wurde er bei den Analysenwerten herausgerechnet.

Den größten Einfluss auf die Proteolyse hatte der pH-Wert. Die Abbildungen 13 und 14 zeigen den Einfluss des pH-Werts auf den Anteil des α -Amino-Stickstoffs am Gesamtstickstoff. Dieser stieg bei einem pH-Wert von 4,0 kaum an. Bei einem pH-Wert von 6,0 erreichte er aber nach 4 h einen Anteil von 12 % am Gesamtstickstoff, danach stieg er nicht mehr weiter an.

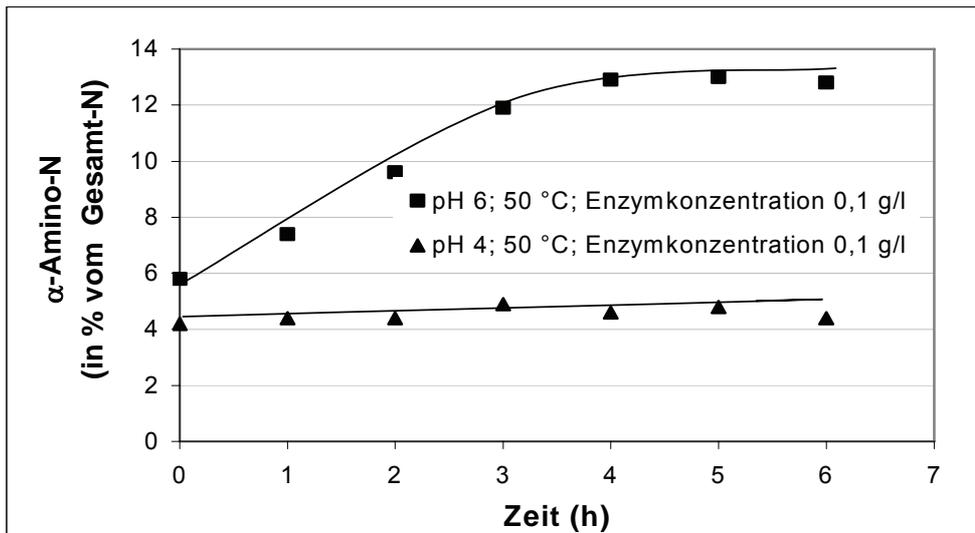


Abbildung 13 : Einfluss des pH-Werts auf den Anteil des α -Amino-Stickstoffs am Gesamtstickstoff des abgebauten Prozesswassers.

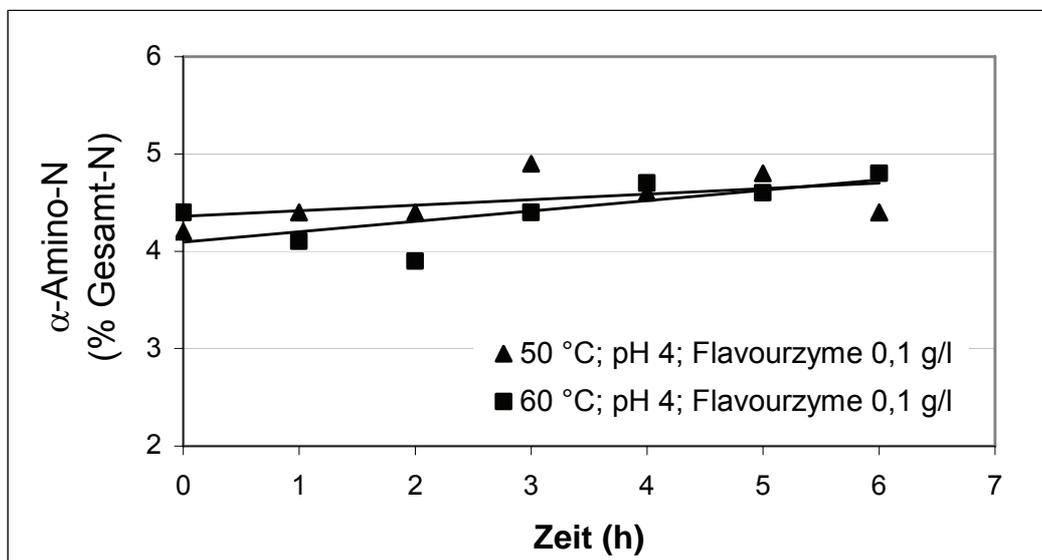


Abbildung 14: Einfluss der Temperatur auf den Anteil des α -Amino-Stickstoffs am Gesamtstickstoff des abgebauten Prozesswassers.

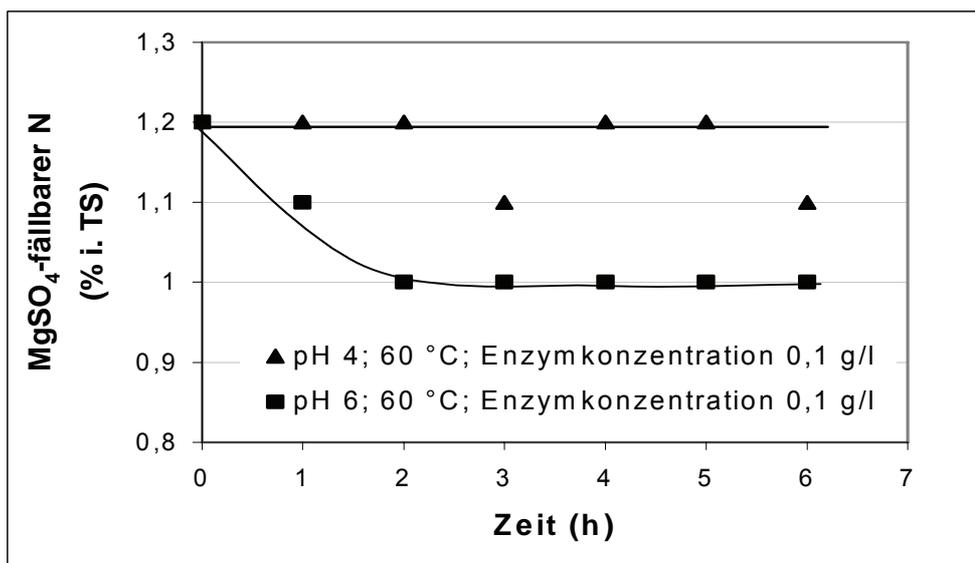


Abbildung 15 : Einfluss des pH-Werts auf den Anteil des MgSO_4 -fällbaren Stickstoffs am Gesamtstickstoff des abgebauten Prozesswassers.

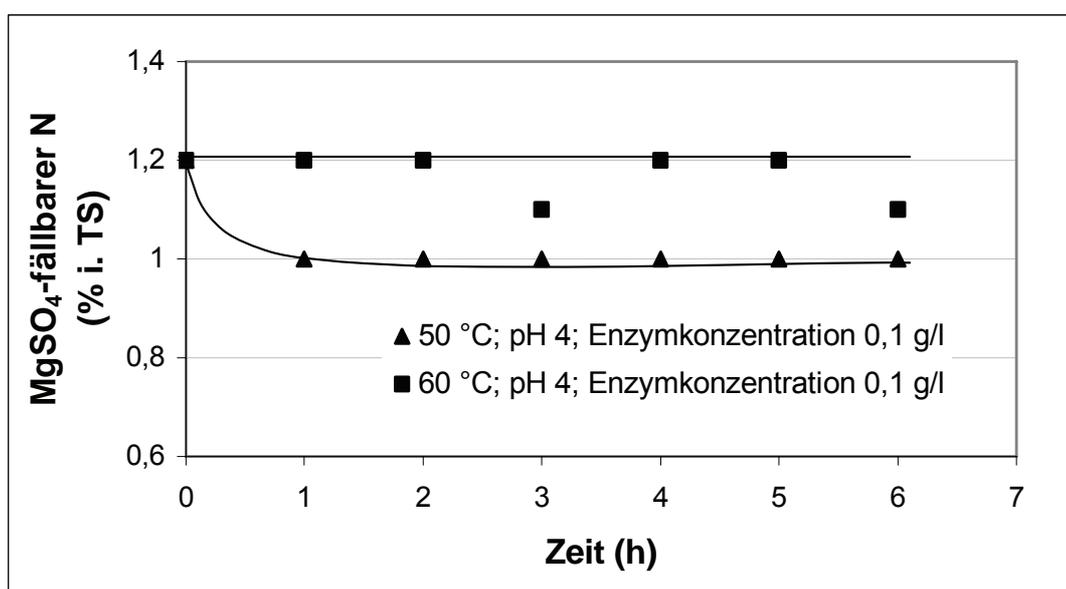


Abbildung 16 : Einfluss der Temperatur auf den Anteil des MgSO_4 -fällbaren Stickstoffs am Gesamtstickstoff des abgebauten Prozesswassers.

Entsprechend gleich oder invers verhielten sich die Messwerte für den MgSO_4 -fällbaren Stickstoff (Abb. 15, 16). Bei einem pH-Wert von 4,0 blieb der MgSO_4 -fällbare Anteil bei 60 °C und 0,1 g/l Enzymkonzentration über die ganze Versuchszeit

von 6 h gleich groß. Dagegen nahm er bei einem pH-Wert von 6,0 unter den gleichen Versuchsbedingungen in 2 h von 1,2 % von der Trockensubstanz auf 1,0% ab (Abb. 15). Eine entsprechende Abnahme wurde unter sonst gleichen Bedingungen in nur 1 h erreicht, wenn die Temperatur auf 50 °C und der pH-Wert auf 4,0 eingestellt wurde (Abb. 16). Daraus geht hervor, dass bei einer Temperatur von 60° C der proteolytische Abbau deutlich schlechter war als bei 50° C. Dies betraf nicht nur die Geschwindigkeit des Abbaus, sondern auch den maximal erreichbaren Anteil.

3.3 Durchführung des Verfahrens im Labormaßstab

Für die Entwicklung des Verfahrens wurden zunächst Versuche mit der Laboranlage durchgeführt, um die optimalen Versuchsparameter für die kontinuierliche Fermentation zur Futterhefeherstellung zu bestimmen. Auf der Grundlage dieser Ergebnisse wurde dann die Technikumsanlage aufgebaut. Es wurden insgesamt 8 Versuche im Labormaßstab über einen Versuchszeitraum von jeweils 48-72 h durchgeführt. Es wurde bei diesen Versuchen kein Wert darauf gelegt, die gewünschten Produkte herzustellen.

Die Versuche haben gezeigt, dass für die Vermehrung von *Pichia jadinii* mit dem Fermentationssubstrat keine weiteren Nährstoffe benötigt werden, auch kein Stickstoff. Die im Substrat vorhandenen Nährstoffe zuzüglich des zur pH-Regulierung zugegebenen Ammoniaks sind für die Futterhefevermehrung ausreichend.

Die optimale Temperatur für die Hefevermehrung lag bei 30-35° C. Die spezifische Wachstumsrate μ betrug entsprechend der Durchflussrate D durchschnittlich 0,18. Wachstumsbegrenzend wirkte sich die Versorgung der Fermentationsansätze mit Sauerstoff aus. Die Ethanolkonzentration konnte jedoch immer unter 0,1 g/l gehalten werden. Die Zellmassenkonzentration betrug 27 g HTS/l. Sie entsprach damit der Glucosekonzentration im Zufluss von 50 g/l. Ein beispielhafter Verlauf der Fermentation von *Pichia jadinii* im Laborfermenter ist in Abbildung 17 dargestellt.

Aus den Ergebnissen konnten die optimalen Fermentationsbedingungen für die kontinuierliche Fermentation der Futterhefe *Pichia jadinii* abgeleitet werden.

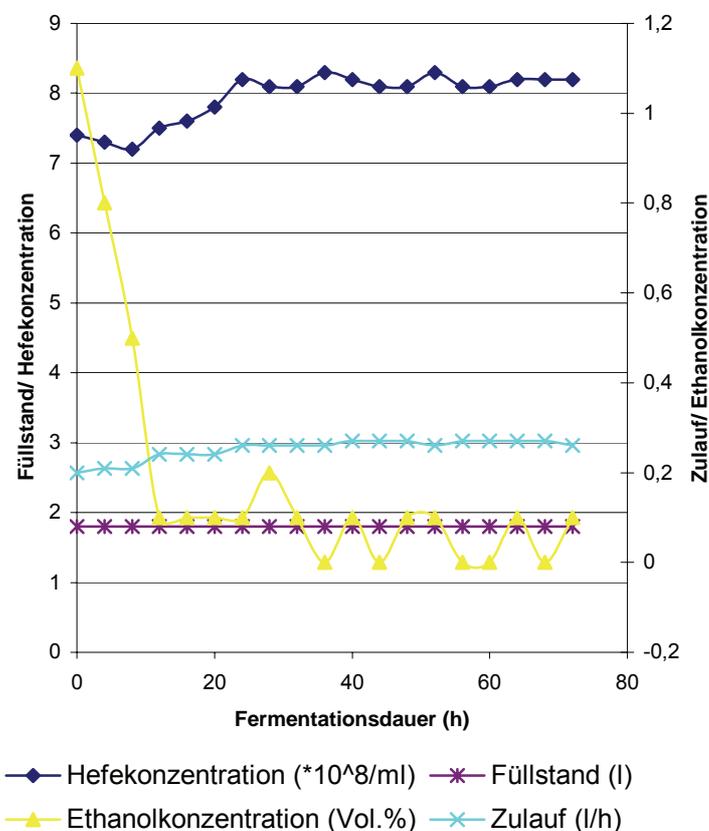


Abbildung 17: Verlauf der Fermentation im Laborfermenter.

3.4 Durchführung des Verfahrens im Technikumsmaßstab

Die Ergebnisse aus den Fermentationen mit dem Laborfermenter konnten direkt auf die Futterhefevermehrung im Technikumsmaßstab übertragen werden. Dazu wurde der Fermenter bei den Versuchen jeweils bis zu 5 Tagen mit dem geklärten und verzuckerten Prozesswasser betrieben. Die Regelgrößen wurden dabei so variiert, dass sich nach der Zulaufphase und einer Einschwingphase eine optimale Vermehrung von *Pichia jadinii* unter konstanten Prozessbedingungen einstellte. Es wurden alle wesentlichen Parameter für die Vermehrung von *Pichia jadinii* mit dem Fermentationssubstrat bestimmt. Die Regelgrößen konnten so eingestellt werden, dass sich nach spätestens 36 h konstante Prozessbedingungen einstellten, die sich danach nur noch geringfügig änderten. Das belegten die über 5 Tage durchgeführten Versuche. Die Versuche wurden aus arbeitstechnischen Gründen jeweils nach 5

Tagen beendet, obgleich sie ohne Weiteres länger hätten durchgeführt werden können. Die wichtigsten Prozessparameter sind in Tabelle 16 dargestellt.

Tabelle 16: Prozessparameter der Fermentation im Technikumsfermenter

Prozessparameter	Einheit	Wert
Temperatur	°C	30-33
Sauerstoffbedarf	l/h*m ³	110
Luftversorgung	m ³ /min*m ³	160
pH-Wert		4,0
Spezifische Wachstumsrate μ	1/h	0,22
Durchflussrate D	1/h	0,22
Generationszeit	H	3,2
Zellkonzentration	10 ⁹ Z/ml	1,1
Glucosekonzentration	g/l	<0,1
Ethanolkonzentration	g/l	0,1

Der wachstumsbegrenzende Faktor war die suboptimale Sauerstoffversorgung im Technikumsfermenter. Diese war zwar durch die eingebaute Sinterplatte, ein schnell drehendes Rührwerk und die eingebauten Strömungsbrecher deutlich effektiver als im Laborfermenter, doch wurde das technische Optimum damit trotzdem nicht ganz erreicht. Ein typischer Verlauf der Fermentation ist in Abbildung 18 dargestellt.

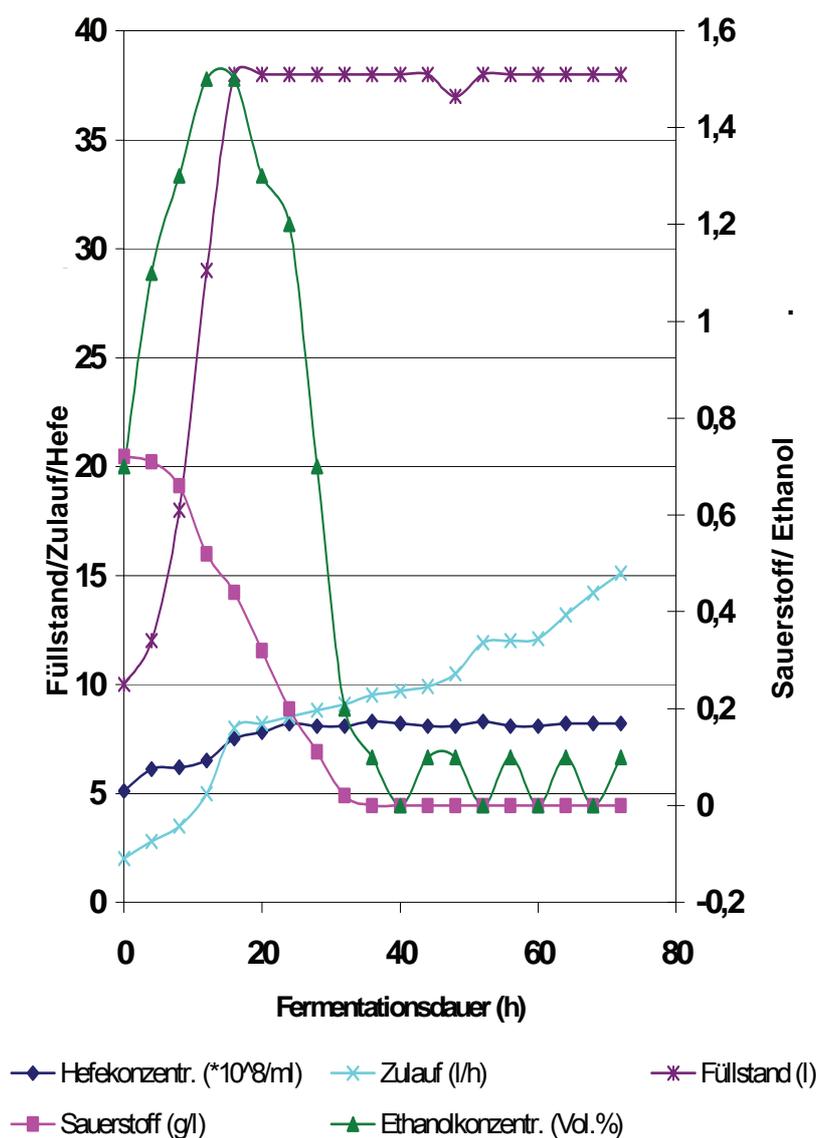


Abbildung 18: Verlauf der Fermentation im Technikumsfermenter.

3.4.1 Proteolytische Behandlung des geklärten Prozesswassers

Die Versorgung der kontinuierlich sich vermehrenden Hefe mit einer Stickstoffquelle konnte zwar allein über die pH-Wert Einstellung mit NH_3 ausreichend gewährleistet werden, doch wurde damit nur ein Proteingehalt der Hefe von etwas mehr als 40 % erreicht. Deshalb wurde versucht, die Proteine des Prozesswassers durch enzymatische Proteolyse als N-Quelle zu aktivieren. Dazu wurde geklärtes Prozesswasser vor der Verzuckerung gemäß den in Tabelle 17 gemachten Angaben mit zwei Enzympräparaten behandelt, die exo- und endoproteolytisch auf Proteine

wirken. Die Wirkung der Proteolyse wurde durch Bestimmung der höhermolekularen mit MgSO_4 -fällbaren Proteine und des α -Amino-Stickstoffs ermittelt.

Tabelle 17: Proteolytische Behandlung des geklärten Prozesswassers

Protein (g/100g PW)	0,9
Protein (g/100g TS)	8,1
Endoprotease-Aktivität (LAPU/kg PW)	0,48
Exo-/Endoprotease-Aktivität /LAPU/kg PW)	100
Temperatur ($^{\circ}\text{C}$)	63
pH-Wert	5,0
Proteolyse (min)	180

PW= Prozesswasser

Aus den Zahlenangaben in der Tabelle 18 geht hervor, dass die Fällbarkeit der Proteine mit MgSO_4 drastisch abfiel und entsprechend der Anteil an niedermolekularen Proteinen zunahm.

Tabelle 18: Charakterisierung der stickstoffhaltigen Komponenten vor und nach der Proteolyse des geklärten Prozesswassers

Geklärtes Prozesswasser	MgSO_4 –fällbarer N	Niedermolekularer N (% vom Gesamt-N)	α -Amino-N
Vor Proteolyse	45,8	54,2	8,3
NachProteolyse	13,8	86,2	15,7

Daraus folgt, dass es durch die Proteolyse zu einem bedeutenden Molekülabbau gekommen war. Das belegt auch die Zunahme des α -Aminostickstoffs am insgesamt in den Proteinen gebundenen Stickstoff. Die Zunahme war aber mit etwa 7-8 %vom Gesamt-N so klein, dass damit nur ein kleiner Beitrag zur N-Versorgung der Hefen geleistet werden konnte. Das zeigen die in der Tabelle 19 aufgeführten Zahlen. Die N-Versorgung über die NH_3 –Zufuhr zur pH-Wert Einstellung resultierte gegenüber der N-Versorgung über die im proteolytisch behandelten Fermentationssubstrat zusätzlich vorhandenen assimilierbaren N-Verbindungen nur in einer etwa 2 %igen Erhöhung des Proteingehalts der Futterhefe. Ein wesentlich größerer Proteingehalt wurde erwartungsgemäß erreicht, wenn die NH_3 –Zugabe zusätzlich mit einer Ammoniumsulfatzugabe verbunden wurde.

Tabelle 19: Proteingehalt der Futterhefe in Abhängigkeit von der Art der Stickstoffversorgung

Futterhefe	Stickstoffversorgung		
	NH ₃	Proteolyse der Proteine und NH ₃	Ammoniumsulfat und NH ₃
Proteingehalt (%) (N x 6,3)	42,1	44,3	54,1

Die Proteolyse wirkte sich auch bei der Membranfiltration auf die Zusammensetzung der Trockensubstanz des verzuckerten Fermentationssubstrats aus (Tab. 20). Der Gehalt an Pentosanen nahm bereits bei der Diafiltration des Retentats aus der ersten Ultrafiltration mit fast 10 % deutlich zu, während der Proteingehalt dabei relativ nur um 1 % zurückging. Der Pentosengehalt stieg nach der Diafiltration des proteolytisch behandelten und danach verzuckerten Prozesswassers aber um fast 15 % an. Gleichzeitig nahm der Proteingehalt wegen der kleineren Moleküle, welche die UF-Membran offenbar passieren konnten, um mehr als 4 % ab.

Tabelle 20: Zusammensetzung der Trockenmasse des Fermentationssubstrats in Abhängigkeit von der Art der Membranfiltration und der Proteolyse

Prozessschritte	Inhaltsstoff	
	Protein (g/100 g TS)	Pentosane (g/100g TS)
Ultrafiltration	18,8	38,9
Diafiltration	17,8	48,2
Diafiltration + Proteolyse	14,2	53,8

Diese Wirkung der Proteolyse käme an sich der Aufreinigung des LKK entgegen, doch kann sie nicht genutzt werden, weil sich bei der Sprühtrocknung der Retentate herausstellte, dass durch die Hefe im fermentierten Prozesswasser die Konzentration an löslichen Proteinen so stark anstieg, dass die Hygroskopizität des LKK erheblich zunahm. Das Retentat ließ sich deshalb nur sehr schwer Sprühtrocknen und das dabei als Pulver anfallende LKK war entsprechend nur eingeschränkt lagerfähig. Es kam hinzu, dass das aus proteolytisch behandelten Prozesswasser hergestellte LKK bitterer schmeckte als das aus dem unbehandelten.

3.4.2 Aufbereitung der Futterhefe

Die Futterhefe wurde mit dem Labordekanter kontinuierlich vom fermentierten Prozesswasser durch Zentrifugalabscheidung getrennt. Das geschah später auch mit der aus dem Pilotfermenter geernteten Hefe. Diese wurde mit dem Düsenseparator abgetrennt. Dabei erwiesen sich vier Düsen mit einem Durchmesser von 0,4 mm für die Trennung als optimal. Dabei wurde eine Hefemilch erhalten, die ein Trockensubstanzgehalt von 18,7 % besaß. Der Anteil der abgeschiedenen Hefe betrug bezogen auf die Volumeneinheit der Fermenterfüllung 21,5 %. Die sowohl aus der Technikums- als auch der Pilotfermentation stammende Hefemilch wurde in dieser Konzentration versuchsweise mit dem Walzentrockner auf einen Restwassergehalt von 95 % getrocknet. Die Futterhefe wurde durch die Walzentrocknung aufgeschlossen und so in eine für die Tierernährung verwertbare Form übergeführt.

Das Trockenprodukt kann mit anderen Futtermittelkomponenten zu einem Mischfuttermittel verarbeitet werden. Die Hefemilch kann aber auch durch Aufkochen aufgeschlossen werden. Sie kann dann mit den im Verfahrensablauf der Prozesswasseraufbereitung anfallenden Schlämmen, der vor der Verzuckerung anfallenden Proteinfraction und/oder dem vor der Membranfiltration anfallenden Proteinschlamm, zu einem Flüssigfuttermittel vereinigt werden. Dieses Produkt lässt sich vor allem bei raschem Verbrauch auch ungetrocknet einsetzen. Dadurch kann die für die Trocknung dieser Stoffe erforderliche Energie eingespart werden.

3.4.3 Ultrafiltration des fermentierten Prozesswassers

Das fermentierte Prozesswasser wurde membranfiltriert, um die Pentosanfraktion im Retentat sowohl anzureichern als auch von Begleitstoffen zu befreien. Dazu wurden Aliquots des Oberlaufs aus dem Futterhefedekanter durch Kreislaufführung des Retentats ultrafiltriert. Die Filtrationszyklen betragen ca. 1 h. Die Versuche dienten dazu, die optimalen Filtrationsparameter zu bestimmen. Der Ein- und Ausgangsdruck des Filtermoduls betrug retentatseitig 1,6 und 1,2 bar. Das Permeat wurde drucklos abgezogen. Dadurch betrug die durchschnittliche Druckdifferenz zwischen Retentat- und Permeatseite 1,4 bar. Die Temperatur des Retentats stieg während der Batch-

Filtration ohne Kühlung des Ansatzes langsam von 30 °C auf 40 °C an. Der Volumenstrom des Permeats blieb über 2/3 der Versuchszeit bei ca. 20 l/h und fiel dann schnell bis auf 5l/h ab. Bei Erreichen dieses Permeatflusses wurden die Versuche beendet. Der Volumenkonzentrationsfaktor betrug dann etwa 1:5. Das Retentat wurde danach mit dem gleichen Volumenkonzentrationsfaktor diafiltriert. Bei der Diafiltration wurden >80 % der im von der Hefe befreiten, fermentierten Prozesswasser vorhandenen Pentosane im Dia-Retentat angereichert. Die Diafiltration erwies sich aus geschmacklichen Gründen als notwendig. Nur so konnte das LKK weitgehend von den Stoffen befreit werden, die seinen sauren und gärischen Geschmack verursachen. Die durchschnittliche Durchflussrate betrug 15 l/h. Die Pentosane wurden bei einem Volumenkonzentrationsfaktor von 1:5 zu mehr als 90 % im Retentat angereichert. Die Trockensubstanz des Dia-Retentats erreichte dann eine Konzentration von 7-8 % und setzte sich, wie am Endprodukt gemessen, zu etwa 60 % aus Pentosanen und etwa einem Drittel aus Protein zusammen (vgl. Tab. 23).

Die in der Tabelle 21 zusammengestellten Messwerte zeigen die Zusammensetzung der Trockensubstanz des Prozesswassers und des aus ihm bei der Diafiltration entstehenden Dia-Retentats und Permeats. Der Trockensubstanzgehalt in den Permeaten machte etwa 6 % vom Trockensubstanzgehalt des eingesetzten ungeklärten Prozesswassers aus. Er bestand in fast gleich großen Anteilen aus Protein und Mineralstoffen (Asche).

Tabelle 21: Zusammensetzung der Trockensubstanzströme bei der Diafiltration des fermentierten und hefefreien Prozesswassers im Technikumsmaßstab

Inhaltsstoffe (%TS)	Prozesswasser	Dia-Retentat	Permeat
Asche	4,0	2,0	9,3
Protein (F=5,7)	26,8	26,7	28,6
α -Glucane	2,0	0,5	2,3
Glucose	1,1	0,6	2,0
Pentosane	27,2	47,9	8,8
β -Glucan	3,3	1,6	5,0

Der Dekanteroberlauf wurde außerdem auch noch kontinuierlich ultrafiltriert. Dazu wurde in gleichen Volumenanteilen Retentat abgezogen und ein Teilstrom des Oberlaufs zugegeben. Der Volumenkonzentrierungsfaktor war bei diesen Versuchen mit 1:4 kleiner als bei der Batch-Filtration. Ziel dieser Versuche war es zu zeigen, dass der kontinuierliche Ablauf aus dem Fermenter auch kontinuierlich membranfiltriert werden kann. Da das Ziel sogar unter der ungünstigen Bedingung der partiellen Rezirkulation des Retentats erreicht wurde, kann davon ausgegangen werden, dass die Abstimmung der kontinuierlichen Fermentation auf die kontinuierliche Membranfiltration im prozesstechnischen Maßstab kein Problem darstellen wird.

3.4.4 Sprühtrocknung des Dia-Retentats

Das Dia-Retentat aus dem fermentierten Prozesswasser wurde mit dem Niro-Sprühtrockner sprühgetrocknet. Dazu wurde das Dia-Retentat in seiner Trockensubstanzkonzentration von 7 – 8 % über den Zentrifugalzerstäuber in den Sprühtrockner dosiert. Dabei erwies es sich als vorteilhaft, dass die Eingangstemperatur der Trocknungsluft wegen der relativ hohen Stabilität des LKK gegenüber thermischer Zersetzung im Temperaturbereich unter 130° C mit 200 °C recht hoch gewählt werden konnte. Dadurch konnte eine schnelle Wasserverdampfung aus den Tröpfchen gewährleistet werden, so dass Verhärtungen des Materials durch eine zu langsame Wasserverdampfung weitgehend, wenn auch nicht gänzlich, vermieden werden konnten.

Es entstand ein beiges Pulver, das einen sauren und deutlich gärischen Geschmack aufwies. Da die Versprühung nicht zu einem engen Spektrum feinkörniger Partikel führte, waren auch Verhärtungen an den Partikeln zu beobachten. Es entstanden grobkörnige Partikel, die gegenüber feineren eine geringere Löslichkeit aufwiesen.

Die Löslichkeit des Pulvers ist ein entscheidendes Qualitätskriterium für das LKK, da davon vor allem seine Verarbeitungseigenschaften bei der Herstellung von Lebensmitteln abhängen und wahrscheinlich auch seine ernährungsphysiologischen Eigenschaften beeinflusst werden.

Die durchschnittliche Zusammensetzung des in einem längeren Versuchsbetrieb der Technikumsanlage erhaltenen LKK geht aus der weiter unten zitierten Tabelle 23 hervor. LKK mit dieser Zusammensetzung wurde für den ersten Teil der Untersuchungen zur Wirkung des LKK auf den postprandialen Kohlenhydratstoffwechsel eingesetzt.

3.4.5 Aufbereitung der Proteinfraktion zu einem Backmittel

Die Proteinfraktion war wegen ihres relativ hohen Gehalts an Lipiden, Ballaststoffen, Proteinen und Lipoproteinen dafür vorgesehen, um daraus ein Backmittel zu entwickeln. Dafür sollten die emulgierenden und wasserbindenden Eigenschaften dieser Substanzen genutzt werden. Dazu wurden insgesamt drei Wege beschriffen. Diese bestanden darin, die Proteinfraktion Sprühzutrocknen und das Trockenprodukt direkt als Backmittel einzusetzen, aus dem Trockenprodukt mit Hexan die Lipidfraktion zu extrahieren und diese als Backmittel einzusetzen sowie darin, aus der feuchten Proteinfraktion mit Hexan oder Isopropanol die Lipid-/Lipoproteinfraktion zu extrahieren und diese als Backmittel einzusetzen.

Die Proteinfraktion fällt bei der Prozesswasseraufbereitung mit einer Trockensubstanzkonzentration zwischen 10 - 16 % an. Dabei ist sie bei 10 % Trockensubstanzkonzentration flüssig, nimmt mit steigender Konzentration schnell eine sirupartige Viskosität an und ist mit einer Konzentration von 16 % quarkartig. Die Proteinfraktion konnte folglich nur mit Trockensubstanzkonzentrationen < 12 % sprühgetrocknet werden. Entsprechende Trocknungen wurden mit dem Niro-Sprüh Trockener unter Verwendung des Zentrifugalzerstäubers durchgeführt. Es entstand ein graubraunes, leicht malzartig und salzig-sauer schmeckendes Pulver, das die in der weiter unten zitierten Tabelle 23 für die Proteinfraktion angegebene durchschnittliche Inhaltsstoffzusammensetzung besaß.

Die direkte Verwendung dieses Pulvers als Backmittel bei der Herstellung von Kastenbrot aus Weizenmehl verliefen erfolglos, weil keine die Gebäckeeigenschaften verbessernden Wirkungen festgestellt werden konnten. Das negative Ergebnis wurde vor allem mit der zu geringen Konzentration an Lipiden und

Lipoproteiden in dem Pulver erklärt. Deshalb wurde versucht, diese Substanzen sowohl aus dem Pulver als auch der feuchten Proteinfraction zu extrahieren.

Die Extraktion des Pulvers geschah in der Weise, dass Chargen des Pulvers, es wurden aus praktikablen und sicherheitstechnischen Gründen 150 g Chargen Pulver eingesetzt, in der zwei- bis vierfachen Gewichtsmenge mit Hexan als Extraktionsmittel intensiv über 10 min verrührt wurden. Anschließend wurde der Feststoff vom Extraktionsmittel durch Zentrifugalabscheidung in Zentrifugenbechern getrennt. Aus dem Extrakt wurde das Hexan abgedampft und die als Rückstand verbleibende Lipidfraktion wurde als Backmittel verwendet.

Es wurden auf diese Weise die in Hexan leicht löslichen Lipide extrahiert. Diese machten allerdings den bei weiterem größten Anteil an den in der Fraktion vorkommenden Lipiden aus. Das wurde daraus geschlossen, dass mit ca. 5 % Trockensubstanzanteil mehr als 80 % der in der Proteinfraction nach Weibull-Stoldt ermittelten Lipide nach der beschriebenen Vorgehensweise aus dem Pulver extrahiert wurden.

Die Lipidfraktion wurde als Backmittel eingesetzt. Dazu wurde sie in zu herkömmlichen Emulgatoren vergleichbarer Konzentration den Rezepturen von Standardbackversuchen zugesetzt. Dabei zeigte sich, dass mit der Lipidfraktion keine den herkömmlichen Emulgatoren, wie Diacetylweinsäureester, vergleichbaren Wirkungen erzielt werden konnten. Es wurde weder das Backvolumen gegenüber der Volumenausbeute ohne Zugabe des Lipids vergrößert, noch wurde die Porung der Krume feiner. Daraus wurde geschlossen, dass die hexanlöslichen Getreidelipide beim Teigbereiten keine emulgierende Wirkung ausüben.

Es wurde deshalb versucht, den gesamten Lipid-/Lipoprotein-Komplex der Einfachheit halber direkt aus der feuchten Proteinfraction zu extrahieren. Aus der Literatur (39) ist bekannt, und darauf gründeten sich auch unsere ursprünglichen Überlegungen, dass diese Substanzen eine backverbessernde Wirkung besitzen. Die Extraktion wurde in der Weise vorgenommen, dass 2 kg der feuchten Proteinfraction mit steigenden Masseanteilen Hexan innig verrührt wurden (10 min). Danach wurde das Gemisch in der Becherzentrifuge geklärt. Der Überstand wurde

abgenommen und das Sediment verworfen. Der Überstand wurde mit einem Vakuumrotationsverdampfer vom Hexan befreit. Der verbleibende Rückstand wurde als Backmittel eingesetzt.

Die in der Tabelle 22 zusammengestellten Versuche lassen erkennen, dass unabhängig von dem verwendeten Verhältnis aus Hexan und feuchter Proteinfraction die extrahierte Substanz immer das ungefähr gleiche Gewicht besaß. Bezogen auf die Trockensubstanz der feuchten Proteinfraction wurden etwa 3 % der Trockensubstanz als Backmittel extrahiert. Das Backmittel bestand bezogen auf seine Trockensubstanz zu 53 % aus Protein und zu 24 % aus Lipid. Aufgrund dieser Zusammensetzung kann davon ausgegangen werden, dass unter den Extraktionsbedingungen eine Lipid-/ Lipoproteinfraction aus der feuchten Proteinfraction extrahiert wurde.

Tabelle 22: Extraktion einer Lipid-/ Lipoproteinfraction aus der feuchten Proteinfraction mit Hexan

Masse Hexan (kg)	Feuchte Proteinfraction (kg)	Feuchtes Sediment (kg)	Überstand (kg)	Lipid-/ Lipoproteinfraction (g)
0,5	2	2,07	0,19	6,4
1	2	1,93	0,40	4,5
2	2	1,94	1,81	6,5
3	2	2,11	2,64	6,4
4	2	2,08	3,62	5,3
5	2	2,09	4,50	6,1

Die gewonnene Lipid-/ Lipoproteinfraction zeigte eine deutliche backverbessernde Wirkung. Es kam bei den Standbackversuchen (Weißbrote) zu einer Volumensteigerung der Gebäcke um bis zu 10 % und außerdem nahm die Krume die bei diesen Backwaren gewünschte „wollige“ Porung an. Die sonstigen sensorischen Eigenschaften entsprachen denen des Vergleichsprodukts.

Die gleiche Versuchsreihe wurde außerdem mit Isopropanol als Extraktionsmittel durchgeführt. Dabei gelang es jedoch nicht, aus der feuchten Proteinfraction eine Lipid-/ Lipoproteinfraction zu extrahieren.

Aus der Erkenntnis, dass nur aus 3 % der Trockensubstanz der Proteinfraction ein Backmittel hergestellt werden könnte und dazu erhebliche technische Aufwendungen notwendig wären, wurden weitere Entwicklungsarbeiten in dieser Richtung wegen begründbarer wirtschaftlicher Aussichtslosigkeit aufgegeben. Allein die Energiekosten für die Sprühtrocknung der Proteinfraction würden sich nach einer überschlägigen Rechnung auf etwa 500 €/1000 kg Trockenprodukt belaufen. Die Trocknung wäre notwendig, weil unter technischen Bedingungen nur aus einem Trockenprodukt mit einem Lösungsmittelgemisch aus polaren und unpolaren Lösungsmitteln die Lipid-/Lipoproteinfraction extrahiert werden könnte, die sich gegebenenfalls als Backmittel einsetzen ließe.

3.4.6 Inhaltsstoffzusammensetzung und Ausbeute der Produkte aus dem Prozesswasser

Die Durchführung des Verfahrens im Technikumsmaßstab führte zu den in der Tabelle 23 mit ihrer durchschnittlichen Inhaltsstoffzusammensetzung angegebenen Produkten. Unter diesen Produkten soll das LKK den wertgebenden Stoff darstellen, dessen wirtschaftliche Herstellung unter Berücksichtigung der anfänglichen Überlegungen zur Verfahrensentwicklung nur über eine Wertschöpfung im Bereich der beiden anderen vermarktbareren Endprodukte geschaffen werden kann. Da auf der Grundlage der Ergebnisse zur Aufbereitung des Lipidanteils der Proteinfraction zu einem Backmittel festzustellen war, dass die Proteinfraction für die erstrebte Wertschöpfung nicht geeignet ist, fällt ein für die Erreichung der Wirtschaftlichkeit des Verfahrens wesentliches Element heraus. Es ergaben sich deshalb insbesondere an dieser Stelle der Durchführung des Vorhabens Überlegungen zur alternativen Ausgestaltung des Verfahrens, insbesondere im Hinblick auf die mit ihm durch Fermentation herstellbaren Produkte.

Tabelle 23: Zusammensetzung der Endprodukte

Inhaltsstoff (g/100 g TS)	Endprodukt			
	LKK	Futterhefe ⁵	Proteinfraktion	Permeat
Stärke	0,4	0,0	21,2	0,2
Protein	33,2	42,1	27,8 ¹	35,8 ²
Ballaststoffe ³	48,8	n.b.	21,8	n.b.
Pentosane ⁴	61,2	9,2	9,4	8,3
Fett	0,6	5,2	6,5	0,2
Asche	5,8	7,4	3,1	31,2

¹ Nx5,7² Nx6,3³ Bestimmt nach der AOAC Methode (24)⁴ Bestimmt nach Dörfer, 1997 (25)⁵ mit Schlamm

Dafür war an erster Stelle die Massebilanz über die aus der Trockensubstanz des Prozesswassers herstellbaren Produkte von Interesse. Es zeigte sich, dass aus 1000 kg Prozesswasser mit ca. 100 kg Trockensubstanz im Durchschnitt der Versuchsergebnisse bezogen auf die Trockensubstanz der Produkte 13 kg LKK, 25 kg Futterhefe mit 10 kg Schlamm und 23 kg Proteinfraktion entstanden (Tab. 24). Außerdem blieben in den Permeaten der Diafiltration 6 kg Trockensubstanz des Prozesswassers.

Aus diesen Angaben geht unter Berücksichtigung der Trockensubstanz der Futterhefe-Schlamm-Fraktion von 18,7 % und der Proteinfraktion von 12,0 % hervor, dass die Masse des Prozesswassers von ursprünglich 1060 kg auf 367 kg verringert würde und das Mischprodukt aus beiden Fraktionen eine Trockensubstanzkonzentration von 15,3 % aufwies. Der Proteingehalt der Trockensubstanz betrage 36,5 % und wäre damit etwa drei Mal größer als der im ursprünglichen Prozesswasser vorhandene. In dieser Verminderung der Masse und Erhöhung des Proteingehalts des Prozesswassers liegt eine deutliche Wertschöpfung begründet.

Tabelle 24: Ausbeute an Produkten aus dem Prozesswasser bei der Anwendung des Verfahrens im Technikumsmaßstab

Produkte	Ausbeute (kg/1000 kg Prozesswasser)	
	Feuchtsubstanz (kg)	Trockensubstanz (kg)
Proteinfraktion	210	23
Futterhefe	} 187	25
Schlamm		10
LKK		13
Permeate	1060	6

3.4.7 Herstellung von Backwaren mit dem Technikums-LKK

Das mit der Technikumsanlage hergestellte LKK wurde dazu verwendet, um den ersten Teil der für den Nachweis seiner ernährungsphysiologischen Wirksamkeit erforderlichen Studie (Berichtsteil B) durchzuführen. Dazu wurden über die Herstellzeit des LKK Backversuche durchgeführt, deren Versuchsanordnung darauf gerichtet war, die sensorischen Eigenschaften der Produkte gegenüber den in der Vorlaufstudie (1,2) erreichten deutlich zu verbessern.

Diese Zielsetzung wurde zwar relativ schnell erreicht, doch erwiesen sich die geschmacklichen Eigenschaften der Brötchen nicht als so zufriedenstellend, dass sie vermarktungsfähig gewesen wären. Im Verlaufe der Entwicklungsarbeiten sahen wir uns deshalb gezwungen, den Verfahrensschritt der Membranfiltration als Diafiltration auszubilden, um auf diese Weise vor allem die von dem LKK in die Brötchen übertragene gärrige Geschmackskomponente zu minimieren. Erst als das gelungen war, wurden die Brötchen für die ernährungsphysiologische Studie hergestellt.

Die Qualitätskriterien der mit im Technikumsmaßstab hergestellten LKK gebackenen Brötchen wichen von den ohne LKK hergestellten Brötchen vor allem in der Krumenfarbe und im Geschmack ab (Tab. 25). Die Farbe der Krume der LKK-Brötchen entsprach dem Farbton ocker (Abb. 19). Dieser Farbton ist akzeptabel, wenn dazu bedacht wird, dass es viele Brötchen aus Mehlmischungen gibt, deren

Krume ähnlich oder dunkler gefärbt ist. Der aromatische Geschmack wurde nicht als unangenehm empfunden, er wäre allerdings aufgrund seiner Fremdartigkeit für diese Backwaren gewöhnungsbedürftig. Das spielte jedoch für die Testmahlzeiten der Ernährungsversuche keine Rolle.

Tabelle 25: Qualitätskriterien der mit Technikums-LKK angereicherten Brötchen

Kriterium	Weizenmehlbrötchen		
	ohne LKK	mit LKK	mit LKK-P
Brötchengewicht (g) ¹	140	138	140
Volumen (ml)	470	412	465
Krumenstruktur	feine Porung	feine Porung	feine Porung
Geschmack	neutral	aromatisch	aromatisch
Farbe	weiß	ocker	ocker

¹ drei Brötchen

LKK-P = LKK aus proteolytisch behandeltem Prozesswasser

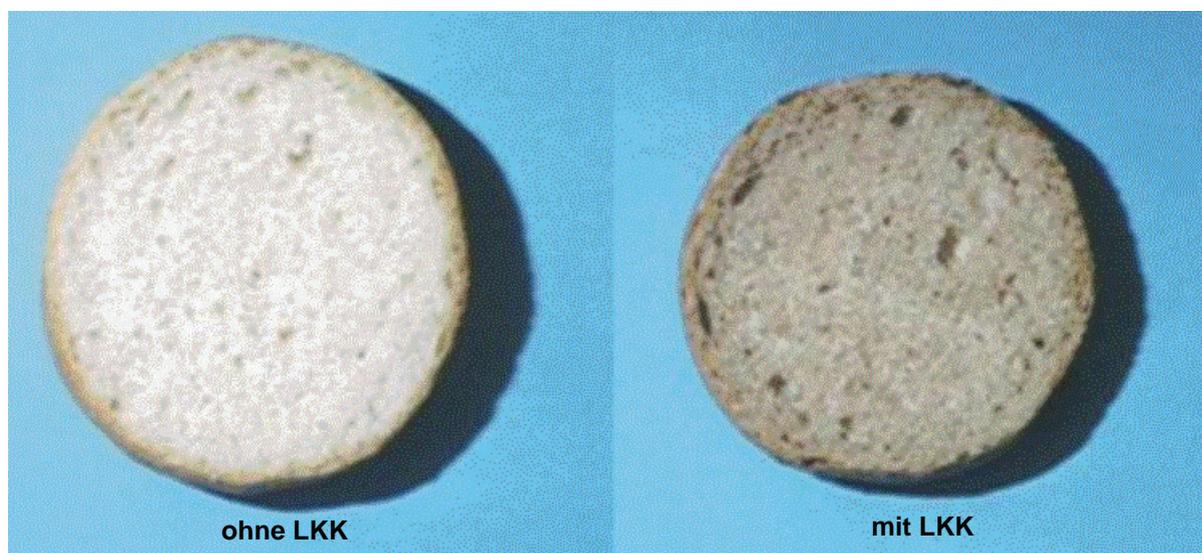


Abbildung 19: Weizenbrötchen mit und ohne Technikums-LKK.

Zu erwähnen ist in diesem Zusammenhang außerdem, dass mit dem LKK versuchsweise auch Suppen, Getränke und Nudeln hergestellt wurden. In diesen Produkten ließ sich das LKK besonders vorteilhaft unterbringen. Damit ist ein

Hinweis gegeben, dass das Produkt in einer breiten Zahl von Lebensmitteln als Rezepturkomponente verwendet werden kann. Dabei lassen sich sicherlich die besonderen viskosen Eigenschaften des LKK zur Gestaltung der Textur- und Fliesseigenschaften der Lebensmittel ausnutzen.

3.5 Durchführung des Verfahrens im Pilotmaßstab

Nachdem im Technikumsmaßstab die prinzipielle Durchführbarkeit des Verfahrens bewiesen war und auch schon eine erste Abschätzung der möglichen Produktausbeuten aus dem ungeklärten Prozesswasser gemacht werden konnte, ging es nun darum, das Verfahren in den Pilotmaßstab zu übertragen, um die im Technikumsmaßstab ermittelten Ergebnisse weiter konkretisieren zu können. Darauf aufbauend sollte schließlich eine Wirtschaftlichkeitsberechnung für das Verfahren durchgeführt werden. Diesbezüglich wirkte sich erschwerend aus, dass die im Verfahren anfallende Proteinfraction als Futtermittel zu betrachten ist und die ursprünglich vorgesehene Wertschöpfung über ihre Aufbereitung zu einem Backmittel unter Berücksichtigung der Inhaltsstoffzusammensetzung und des technischen Aufwands zur Extraktion der dafür relevanten Lipid-/Lipoproteinfraction sich nicht wirtschaftlich realisieren lässt. Deshalb wurde das Verfahren auch dahingehend untersucht, eine alternative Nutzung des Fermentationssubstrates zu ermöglichen. Eine Alternative zur Nutzung des Fermentationssubstrats zur Futterhefeherstellung wurde in der Backhefeherstellung gesehen. Damit sollte gegebenenfalls der Verlust in der Wertschöpfung bei der Produktherstellung aus dem Prozesswasser, der über die nicht mögliche Aufarbeitung der Proteinfraction zu einem Backmittel eintritt, aufgefangen werden können. Weitere Zielsetzung war es, mit der Pilotanlage unter prozessrelevanten Bedingungen LKK herzustellen, um an diesem Produkt den endgültigen Beweis zu führen, dass es den postprandialen Kohlenhydratstoffwechsel positiv beeinflussen kann.

3.5.1 Fermentation im Pilotmaßstab

Die kontinuierliche Fermentation im Pilotmaßstab erfolgte mit dem in der Stärkefabrik geplanten und neu aufgebauten 2,3 m³-Rührwerksfermenter. Der Fermenter wurde nur bis zu einem Volumen von 1750 – 1850 l befüllt, um die Zugabe von

Entschäumer so gering wie möglich zu halten. Dadurch konnte eine gewisse Menge an Schaumentstehung zugelassen werden. Der Fermenter wurde mit einer Reinzuchtheife angefahren. Dazu wurde die im Labor des Instituts herangezogene Reinzuchtheife im Technikumsfermenter bis zu einem Volumen von 50 l mit einer Hefekonzentration von 6 g/l in 24 h vermehrt. Dieses Inokulum wurde zusammen mit 350 l abgekochtem Wasser in den Pilotfermenter gefüllt, so dass die Flüssigkeit bis oberhalb des Belüfters stand. Danach wurde dem Fermenter in einem vorgegebenen Zulaufschema Substrat solange zugeführt, bis die maximale Füllhöhe erreicht war (Tab.26).

Tabelle 26: Zulaufschema für die Substratzugabe in den Pilotfermenter während der Startphase

Zeit h	Zulauf l/h	Biomasse g	Volumen l
0	24	3000	500
1	28	3600	524
2	34	4320	552
3	41	5184	587
4	49	6220	628
5	59	7465	678
6	71	8958	738
7	86	10749	809
8	103	12899	895
9	123	15479	999
10	148	18575	1123
11	178	22290	1271
12	213	26748	1449
13	256	32098	1663
14	308	38517	1850

Später wurde dieses feste Zulaufschema dahingehend verändert, dass der Zulauf von der Ethanolkonzentration abhängig geregelt zugeführt wurde.

Es wurden insgesamt 9 Fermentationen durchgeführt. Die am längsten durchgeführte Fermentation wurde nach 90 Stunden abgebrochen, obgleich es dafür keinen technischen Grund gab. Die Fermentation hätte im Sinne der kontinuierlichen

Fermentation noch lange Zeit weitergeführt werden können. Tabelle 27 zeigt die Verlaufsdaten einer der Fermentationen im Pilotfermenter.

Tabelle 27: Verlaufsdaten einer kontinuierlichen Fermentation im Pilotfermenter

Versuchszeit min	Sauerstoff- sättigung %	Luftzufuhr m ³ /min	EtOH Vol%	Substrat- zulauf kg/h	Füll- stand kg	Temperatur °C
0	48,0	1,3	0,31	100	300	16
1	54,0	1,3	0,23	100	350	24,7
2	47,4	1,3	0,08	100	402	28,6
4	34,5	1,3	0,04	268	985	30,2
7	32,3	1,3	0,04	284	1080	30,1
9	10,2	1,3	0,65	310	1480	30,2
10	20,4	2,4	0,70	401	1538	30,1
11	16,2	2,0	0,72	300	1800	31,3
12	18,3	2,0	0,88	300	1800	30,1
13	11,7	2,0	0,35	300	1410	30,1
15	14,6	2,0	1,9	300	1790	30,7
20	15,0	2,1	2,01	250	1833	30,1
22	16,5	2,1	1,92	150	1850	30,2
30	16,5	2,1	0,52	150	1800	30,1
32	17,2	2,1	0,33	250	1800	30,2
24	16,8	2,2	0,08	250	1800	30,1
25	18,5	2,2	0,05	250	1800	30,3
26	20,9	2,2	0,05	250	1800	30,1
27	19,2	2,2	0,05	250	1800	30,1
37	18,3	2,2	0,05	260	1800	32,2
50	17,8	2,2	0,05	300	1800	31,4
52	19,0	2,2	0,15	300	1765	29,4
56	18,2	2,2	0,21	300	1750	29,8
57	17,2	2,2	0,24	300	1750	30,2
58	19,5	2,2	0,02	300	1750	29,9
60	18,1	2,2	0,02	300	1750	30,1
62	17,8	2,2	0,01	300	1750	30,5
68	15,8	2,2	0,01	300	1750	30,4
70	16,4	2,2	0,02	300	1750	30,6
72	13,4	2,2	0,02	300	1750	30,2
76	18,2	2,2	0,01	300	1750	30,1
78	19,8	2,2	0,01	300	1750	29,7
80	12,1	2,2	0,01	300	1750	30,3

Die Daten zeigen, dass die Fermentation über 80 Stunden stabil durchgeführt werden konnte. Die Hefekonzentration lag dabei konstant bei durchschnittlich $1,1 \cdot 10^9$ Zellen/ml. Zur Korrektur des pH-Wertes wurden dabei etwa 230 ml

Ammoniak je Kubikmeter zugeführtem Substrat verbraucht. Der Verbrauch an Entschäumer lag bei durchschnittlich 260 ml/m^3 Fermentationssubstrat.

Die Hefevermehrung und damit der Substratzulauf wurde durch die Zufuhr von Sauerstoff in die Fermentationsflüssigkeit begrenzt. Dies zeigte sich dadurch, dass der Zulauf erhöht werden konnte, wenn die Sauerstoffsättigung durch Erhöhung des Luftdrucks von 5 auf 6 bar erhöht wurde.

3.5.2 Ultrafiltration im Pilotmaßstab

Das im Pilotmaßstab fermentierte Prozesswasser wurde entsprechend den Vorgaben aus den Technikumsversuchen auf der ausgeliehenen industriellen Anlage membranfiltriert. Dazu wurden auf der Anlage verschiedene Module getestet. Diese unterschieden sich hauptsächlich in der Trenngrenze der Membranen. Die Retentate wurden dabei zwar nur batchweise diafiltriert, doch lässt sich aus den Ergebnissen aber auch eine kontinuierliche oder eine kombinierte Filtrationsweise ableiten.

Eine batchweise Ultrafiltration ist in den Tabellen 28 und 29 dargestellt. Dabei wurde eine Menge von 300 l Oberlauf der Hefeseperation verwendet. Die Fluxraten unterschieden sich bei den unterschiedlichen Membranen nur unwesentlich. Nach der ersten Stufe wurde das Retentat wieder mit Wasser auf 300 l aufgefüllt.

Tabelle 28 : Prozessdaten der ersten Stufe der Diafiltration des im Pilotmaßstab fermentierten Prozesswassers

Zeit (min)	Flux (l/h*2m ²)	Eingangs- druck (bar)	Ausgangs- druck (bar)	Überströmung (l/h)	Permeat- volumen (l)	Tem- peratur (°C)
0		1,6	0,1	5000		30
10	36	1,6	0,3	5000	8	30
60	30	1,8	0,3	4300	36	30,9
120	26	1,8	0,3	4000	62	32,9
180	24	1,8	0,3	3800	88	34,2
240	22	1,8	0,3	3100	108	36,1
300	19	1,8	0,3	2200	131	37,7
360	15	1,8	0,3	1500	145	35,5
420	15	1,8	0,3	1200	161	38,1
480	13	1,8	0,3	1000	172	38,7
540	10	1,8	0,3	700	190	38,9
600	10	1,8	0,3	600	201	38,1
660	10	1,8	0,3	500	210	40,8

Tabelle 29 : Prozessdaten der zweiten Stufe der Diafiltration des im Pilotmaßstab fermentierten Prozesswassers

Zeit (min)	Flux (l/h*2m ²)	Eingangs- druck (bar)	Ausgangs- druck (bar)	Überströmung (l/h)	Permeat- volumen (l)	Tem- peratur (°C)
0	36	1,8	0,2	6000	0	24,2
60	36	1,8	0,2	5200	36	24,3
120	34	1,8	0,2	4400	59	27,5
180	32	1,8	0,2	4100	87	30,8
240	30	1,8	0,2	3900	112	33,1
300	28	1,8	0,2	3300	132	35,2
360	24	1,8	0,2	2300	151	36,4
420	19	1,8	0,2	1700	177	39,2
480	17	1,8	0,2	1100	188	40,2
540	15	1,8	0,2	1000	199	34,7
600	13	1,8	0,2	800	208	35,8
660	11	1,8	0,2	600	214	36,2

Die Ergebnisse zeigen, dass sich das fermentierte Prozesswasser auf ein Retentatvolumen von 30 % filtrieren ließ. Der Temperaturanstieg war dabei so gering, dass eine Kühlung nicht notwendig war. Der durchschnittliche Durchfluss betrug 13 l/m²h, so dass für einen stündlichen Permeatfluss von 1 m³ eine Filterfläche von 77 m² notwendig wären. Da die Durchflussraten nach etwa 2/3 der Filtrationszeit stark abfielen ist eine zwei- oder dreistufige Diafiltration des Retentats empfehlenswert. Mit einer dreistufigen Diafiltration könnte die Membranfläche auf

62 m² reduziert werden. Beispielhaft ist in Abbildung 19 eine dreistufige Diafiltration dargestellt.

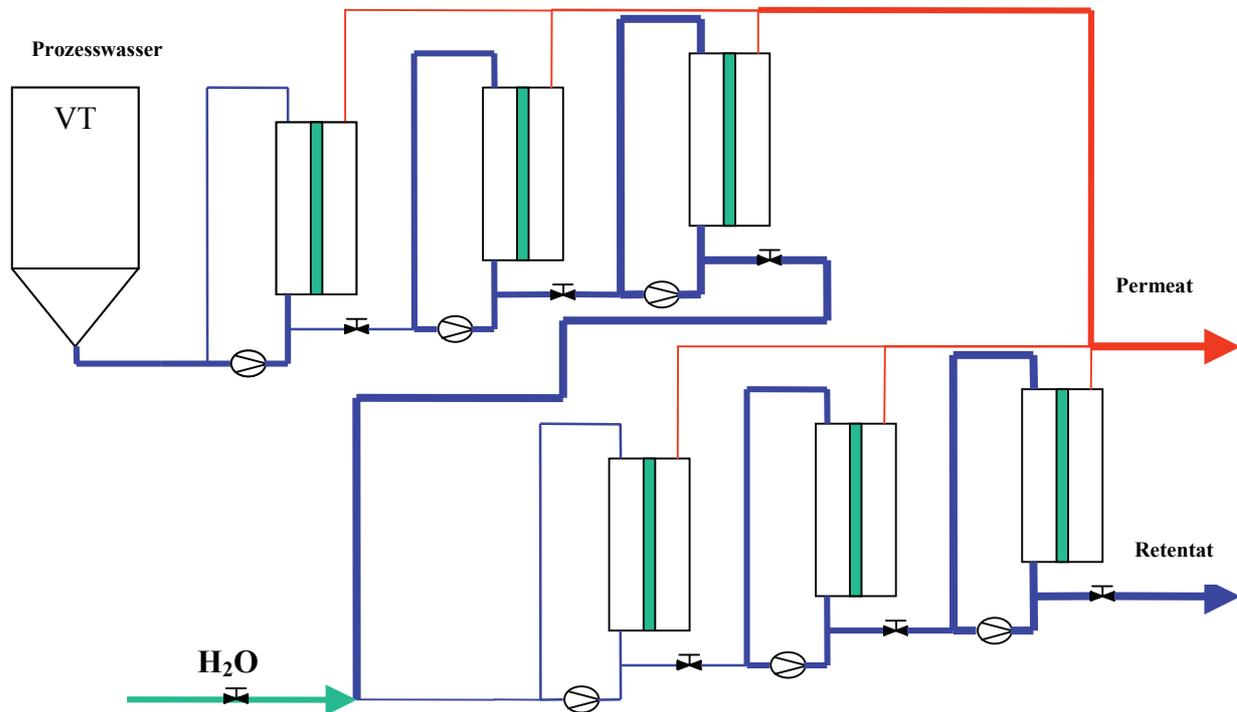


Abbildung 20 : Dreistufige Diafiltration des fermentierten Prozesswassers.

Es wurden verschiedene Membranen mit Trenngrenzen von 10.000 bis zu 500.000 Dalton getestet. Zunächst wurden Membranen mit größeren Trenngrenzen verwendet, da angenommen wurde, dass durch die Bildung einer Deckschicht auf der Membran die Pentosane weitestgehend zurückgehalten würden und gleichzeitig ein hoher Flux erreicht würde. Die gebildete Sekundärmembran war jedoch nicht ausreichend für eine zuverlässige Abtrennung der Pentosane. Es wurde schließlich festgestellt, dass eine Trenngrenze von maximal 100.000 Dalton unbedingt erforderlich ist, um einen Kompromiss zwischen der Rückhaltung der Pentosane und dem Flux zu finden. Die schließlich bei der Diafiltration eingesetzten Membranen hielten zwischen 60-70 % der im fermentierten Prozesswasser vorhandenen Pentosane zurück und es wurde dabei ein durchschnittlicher Flux von $20 \text{ l} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{h}^{-1}$ erreicht. Der Volumenkonzentrationsfaktor betrug in der 1. Stufe 1:5-6 und in der zweiten Stufe 1:8-10. Dadurch wurde im Dia-Retentat eine Trockensubstanzkonzentration von 6-8 % erreicht.

In der Tabelle 30 ist wiederum beispielhaft die Zusammensetzung der Trockensubstanzströme bei der Diafiltration des im Pilotmaßstab fermentierten und membranfiltrierten Prozesswassers aufgeführt. Das Ergebnis ist dem der Membranfiltration im Technikumsmaßstab sehr ähnlich. Allerdings ergab sich aus der Bilanzierung der Massen, dass der Pentosanübergang in das Permeat bei der Membranfiltration im Pilotmaßstab deutlich größer war als im Technikumsmaßstab. Daraus folgte, dass die für den Technikumsmaßstab errechnete LKK-Ausbeute entsprechend nach unten zu korrigieren war. Als Ergebnis der Rechnung zeigte sich, dass unter den gewählten prozesstechnischen Bedingungen rechnerisch nicht mehr als 11 kg LKK aus dem Prozesswasser mit im Durchschnitt 10,6 % Trockensubstanzkonzentration herstellbar sind.

Tabelle 30: Zusammensetzung der Trockensubstanzströme bei der Diafiltration des im Pilotmaßstab fermentierten Prozesswassers

Inhaltsstoff (%TS)	Prozesswasser	Dia-Retentat	Permeat
Asche	20,2	4,0	26,3
Protein (F=5,7)	31,9	31,7	32,6
α -Glucane	0,3	0,7	0,2
Glucose	0,6	0,6	0,7
Pentosane	28,6	47,9	7,8
β -Glucan	2,9	1,6	5,5

3.5.3 Sprühtrocknung im Pilotmaßstab

Die Sprühtrocknung wurde im Pilotmaßstab Chargenweise in einer großen Versuchsanlage durchgeführt. In dieser Versuchsanlage wurde verschiedene Zerstäubersysteme getestet. Ein Zentrifugalzerstäuber, wie er sich beim Niro-Sprühtrockner bewährt hatte, führte nur zu einem unbefriedigenden Ergebnis. Das Endprodukt begann schon nach wenigen Stunden an der Innenwand des Trockners festzukleben. Das gleiche Problem stellte sich bei einer außenmischenden Zweistoffdüse ein. Erst eine innenmischende Zweistoffdüse mit einem Düsendurchmesser von 1,5 mm brachte ein zufriedenstellendes Ergebnis. Das

getrocknete LKK hatte danach eine lockere, „wollige“ Partikelstruktur und einen Trockensubstanzgehalt von 98 %.

Als optimale Trocknungsdaten stellte sich eine Eingangstemperatur von 230° C und eine Ausgangstemperatur von 80 °C heraus. Der Druck in der Zulaufleitung betrug 1,2 bar und der Druckverlust im Zyklon 140 mm WS. Eine Erhitzung des Dia-Retentats vor der Trocknung brachte keine Verbesserung des Resultats.

Für die Prüfung der ernährungsphysiologischen Wirkung des Pilot-LKK wurden die entsprechenden Produkte in gesonderten Versuchen unter besonders kontrollierten Bedingungen hergestellt. Das war erforderlich, um insbesondere die notwendigen mikrobiologischen Sicherheitsforderungen an die Produkte zu erfüllen. Damit mikrobiologischem Verderb der Dia-Retentate vorgebeugt werden konnte, wurde auf den nahe zur Stärkefabrik liegenden Niro-Sprühtrockner der BAGKF in Detmold zurückgegriffen. Der Vorteil der örtlichen Nähe musste mit dem Nachteil erkaufte werden, dass dieser Trockner nur sachgerecht betrieben werden konnte, wenn das Dia-Retentat auf eine Trockensubstanzkonzentration von 2 % rückverdünnt wurde. Daraus resultierte ein extrem aufwändiger Sprühtrocknungsvorgang, weil durch die Verdünnung die Trockenproduktleistung erheblich abnahm. Sie war letztendlich nicht größer als die mit dem Niro-Sprühtrockner (Institut) mit Zentrifugalzerstäuber mit unverdünnte Dia-Retentat erreichte.

3.5.4 Herstellung von Backwaren mit dem Pilot-LKK

Mit dem im prozesstechnischen Maßstab hergestellten LKK, das die in der Tabelle 31 aufgezeigte Zusammensetzung an Hauptinhaltsstoffen hatte, wurden wiederum nach der in der Tabelle 6 angegebenen Rezeptur Brötchen für die zweite Serie der Humanversuche gebacken. Da die sensorischen Eigenschaften des Pilot-LKK (Geruch, Geschmack) neutraler waren als die des Technikums-LKK schmeckten auch die Brötchen neutraler (Tab. 32). Außerdem war die Farbe leicht heller (Abb.21); sie tendierte im Farbton von ocker nach gelblich. Die Verbesserung der sensorischen und damit funktionellen Eigenschaften des Pilot-LKK gegenüber dem Technikums-LKK war insbesondere auf die Erhöhung des Volumenkonzentrations-

faktors bei der Pilot- gegenüber der Technikumsmembranfiltration zurückzuführen. Sie wurde allerdings durch einen Rückgang in der LKK-Ausbeute erkauft.

Tabelle 31: Zusammensetzung der Chargen des für die Humanversuche verwendeten Pilot-LKK

Charge	Pentosane (% TS)	Protein (%TS)	Glucose (%TS)	Asche (%TS)
A	66,6	17,3	3,0	1,4
B	65,2	20,6	n.n.	1,5

Tabelle 32: Qualitätskriterien der mit Pilot-LKK angereicherten Brötchen

Kriterium	Weizenmehlbrötchen	
	ohne LKK	mit LKK
Brötchengewicht (g) ¹	139	139
Volumen (l)	529	474
Krumenstruktur	feinporig	feinporig
Geschmack	neutral	etwas aromatisch
Farbe	weiß	gelblich

1) drei Brötchen

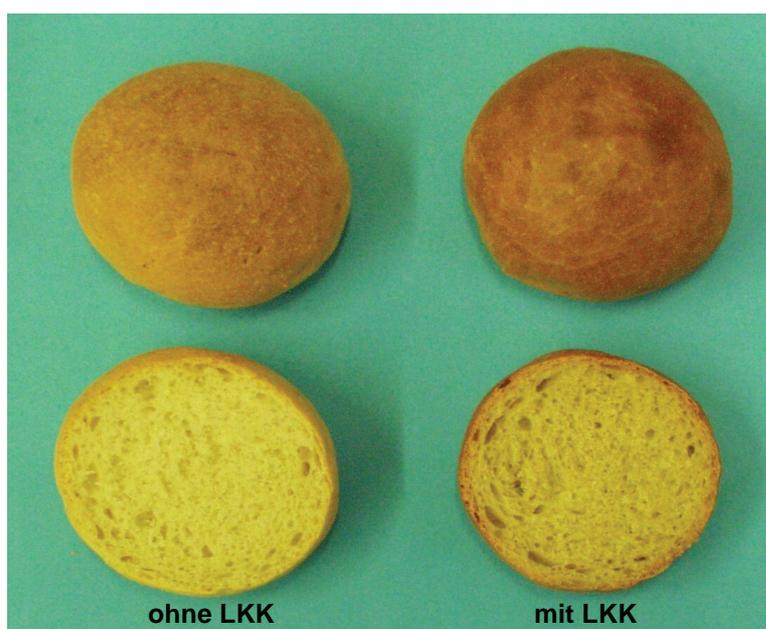


Abb.21: Weizenmehlbrötchen mit und ohne Pilot-LKK.

3.5.5 Massebilanz des Pilotverfahrens

Die Erstellung der Massebilanz für das Pilotverfahren war insofern schwierig, als die Masseströme in den einzelnen Verfahrensschritten nur schwer erfasst werden konnten. Aufgrund der relativ großen Masseströme, die im Ablauf des Verfahrens gewissen Schwankungen in der Trockensubstanzkonzentration unterlagen, kam es zu unvermeidlichen Abweichungen in der Erfassung der Trockenmassen. Es kam hinzu, dass das Verfahren wegen der nicht vollständig aufeinander abgestimmten Größe der Anlagenteile in seinen Teilschritten Verflüssigung der Stärke und Entschlammung, Verzuckerung der Stärke, Fermentation des verzuckerten Prozesswassers, Entschlammung des fermentierten Prozesswassers sowie Diafiltration des fermentierten und entschlammten Prozesswassers und anschließender Sprühtrocknung des Dia-Retentats diskontinuierlich und in Teilmengen durchgeführt wurde. Deshalb war es unter Berücksichtigung der zugehörigen Ergebnisse aus dem Technikumsverfahren notwendig, die in den einzelnen Verfahrensschritten erzielten experimentellen Ergebnisse auf die real erzielbaren hochzurechnen.

Die Problematik der Erfassung der Ergebnisse geht aus der vollständigen Darstellung der Massebilanz eines Versuchs zur Aufbereitung des Prozesswassers ohne Fermentation hervor (Tab. 33). Dieser Versuch wurde für die Darstellung der Massebilanz deshalb gewählt, weil er auf die alternative Aufarbeitung des Prozesswassers mit Backhefeherstellung gerichtet war. Die Details für diese alternative Aufarbeitung gehen aus der Abbildung 22 hervor. Aus den Zahlenangaben ist zu erkennen, dass bei den Übergängen der Masseströme von einem Verfahrensschritt zum nächsten die oben genannten Abweichungen in den Massen vorkamen. Beispielsweise stimmte die summierte Trockensubstanz aus dem Oberlauf Nr. 5 und dem Unterlauf Nr. 6 nicht mit der errechneten Trockensubstanz im Zulauf aus dem Jetkocher Nr. 4 überein. Diese Abweichungen ergaben sich aus dem vorgenannten Grund und mussten deshalb zur Herstellung der Plausibilität der Massebilanz hochgerechnet werden.

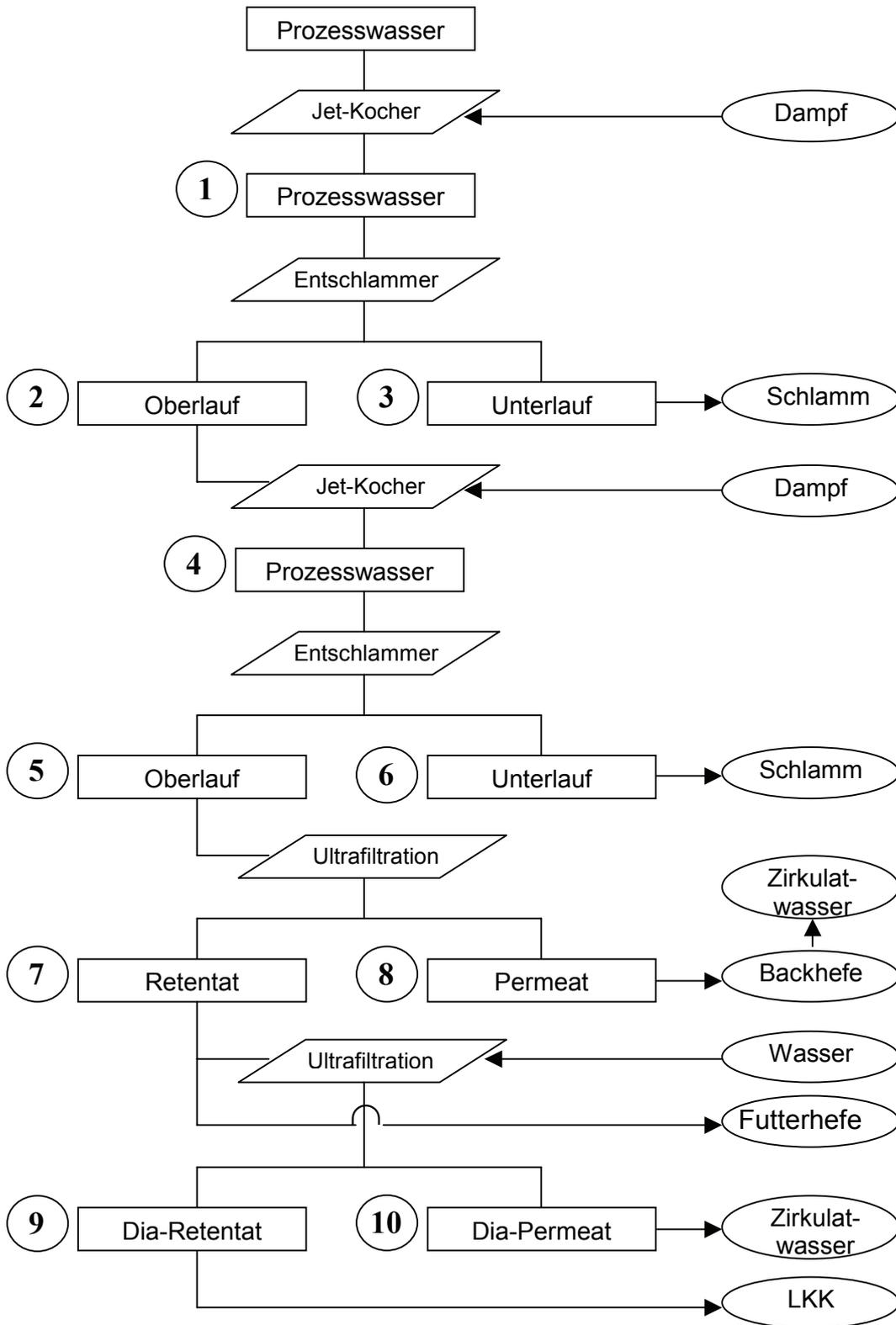


Abbildung 22: Fließschema für die alternative Aufarbeitung des Prozesswassers.

Aus der Hochrechnung der Ergebnisse der verschiedenen Versuche zur Prozesswasseraufarbeitung und der daraus berechneten Abschätzung alternativer Aufarbeitungen ergaben sich die Massebilanzen (Feucht- und Trockensubstanz) für die mit dem Verfahren und seinen alternativen Durchführungen herstellbaren Produkte (Tab. 34, 35). Dabei sind die Permeate nur im erweiterten Sinne der Kreislaufführung des Prozesswasserstroms als Produkte anzusehen. Die Permeate aus der Diafiltration haben ein Volumen von 1.250 – 1.500 m³ Permeate/m³ Prozesswasser.

Unter den Alternativen zur Verfahrensdurchführung sind die Alternativen C und D von besonderem Interesse, weil die in einer Backhefefabrik im großtechnischen Maßstab mit dem entschlammten und verzuckerten Prozesswasser durchgeführten Verhefungen positive Ergebnisse gezeigt haben. Allerdings erwies es sich für die Verwendung des Prozesswassers zur Backhefeherstellung als notwendig, dieses Eindampfen zu müssen. Das war grundsätzlich zwar möglich, es wurden auch zufriedenstellende Konzentrationen erreicht, doch wirkten sich die in dem Prozesswasserkonzentrat vorhandenen Pentosane, trotz Zugabe von Pentosanasen bei der Prozesswasseraufbereitung, negativ auf die Abscheidung der Backhefen aus. Eine Lösung für dieses Problem wird in der Ultrafiltration des nach der Verzuckerung erneut entschlammten Prozesswassers gesehen. Dadurch kommt es zu einer erheblichen Abreicherung an Pentosanen im Permeat gegenüber dem Zulauf und einer entsprechenden Anreicherung im Retentat.

Die Verteilung des Glucosegehalts zwischen Retentat und Permeat kann, wie das Beispiel zeigt (Tab. 33), so gelenkt werden, dass ca. 85 % der im Zulauf vorhandenen Glucose in das Permeat gelangen und 15 % im Retentat verbleiben. Es bietet sich deshalb an, die Fermentation des nach der Verzuckerung und Entschlammung ultrafiltrierten Prozesswassers sowohl zur Futter- als auch zur Backhefeherstellung zu verwenden. Diese Vorgehensweise erscheint auch deshalb zweckmäßig zu sein, weil auf diese Weise der Anfall an Futterhefe stark vermindert werden könnte und mit der Backhefe ein deutlich höherwertiges Produkt entstünde, als es die Futterhefe ist.

Tabelle 33: Tabellarische Darstellung einer Aufbereitung des Prozesswassers ohne Fermentation

1

3 Jet-Kocher	3.677 kg/h
TS (9,0%)	330,9 kg/h
Protein (19,6%)	64,9 kg/h
Asche (3,59%)	11,9 kg/h

2

4 Oberlauf	2.454 kg/h
TS (7,6%)	186,5 kg/h
Protein (10,5%)	19,6 kg/h
Asche (4,05%)	7,6 kg/h

3

5 Unterlauf	1.223 kg/h
TS (12,6%)	154,1 kg/h
Protein (32,6%)	50,2 kg/h
Asche (3,30%)	5,1 kg/h

4

6 Jet-Kocher	3.000 kg/h
TS (7,1%)	213,9 kg/h
Protein (12,9%)	25,9 kg/h
Asche (5,55%)	11,9 kg/h

5

7 Oberlauf	2.200 kg/h
TS (5,4%)	118,8 kg/h
Protein (8,8%)	10,5 kg/h
Asche (5,19%)	6,2 kg/h

6

8 Unterlauf	734 kg/h
TS (7,0%)	51,4 kg/h
Protein (23,3%)	12,0 kg/h
Asche (4,6%)	2,4 kg/h

7

9 Retentat	367 kg/h
TS (8,7%)	32,0 kg/h
Protein (18,4%)	5,9 kg/h
Asche (2,80%)	1,0 kg/h
Glucose (44,7%)	14,3 kg/h
Pentosane (35,0%)	11,2 kg/h

8

10 Permeat	1.834 kg/h
TS (5,7%)	104,0 kg/h
Protein (5,8%)	6,0 kg/h
Asche (5,49%)	5,7 kg/h
Glucose (81,7%)	85,0 kg/h
Pentosane (3,1%)	3,2 kg/h

9

11 Dia-Retentat	210 kg/h
TS (6,3%)	13,2 kg/h
Protein (24,1%)	3,2 kg/h
Asche (1,46%)	0,2 kg/h
Glucose (9,8%)	1,3 kg/h
Pentosane (62,9%)	8,3 kg/h

10

12 Dia-Permeat	2.306 kg/h
TS (0,8%)	18,5 kg/h
Protein (7,0%)	1,3 kg/h
Asche (3,32%)	0,6 kg/h
Glucose (84,3%)	15,6 kg/h
Pentosane (16,2%)	3,0 kg/h

Durch die Verminderung des Futterhefeanfalls auf ein Fünftel zur Alternative A, der ursprünglich erstrebten Durchführung des Verfahrens, würde auch der Proteingehalt aus der Hefe in der Mischung aus der Futterhefe und der Proteinfraction sinken, so dass sich dieses leichter als Futtermittel absetzen ließe. Schließlich käme der Vorteil hinzu, dass das Gewicht der Futtermittelmischung bei den Varianten C und D kleiner ausfiele als bei der Variante A. Das hätte gegenüber der Variante A einen entsprechenden weiteren Rückgang in den Transportkosten für das Futtermittel zur Folge.

3.6 Wirtschaftlichkeitsberechnung

Die Wirtschaftlichkeitsberechnung für das entwickelte Verfahren und seine alternativen Durchführungen geht von der in Tabelle 34 gegebenen Trockensubstanzbilanz aus, die mit der in Tabelle 35 dargestellten Feuchtsubstanzbilanz korrespondiert. Diese Zahlenangaben werden dafür verwendet, die Kosten für die Herstellung der zu vermarktenden Produkte zu berechnen. Die Kosten umfassen die Kosten für die Aufbereitung des Prozesswassers, die Herstellung der Futter- und Backhefe sowie die Trocknung des LKK. Diese Kosten werden mit den Erlösen bilanziert, welche der Projektpartner jetzt mit dem als Futtermittel abgesetzten Prozesswasser erzielt. Außerdem werden in die Kostenrechnung die Transportkosten einbezogen, die bei der verfahrensgemäßen Aufarbeitung des Prozesswassers entfallen werden.

Die Wirtschaftlichkeitsberechnung geht von einem Prozesswasseranfall von 1.600 kg Prozesswasser/1000 kg Mehl aus. Dabei wird die ermittelte durchschnittliche Trockensubstanzkonzentration von 10,6 % als Bezugsgröße für alle Bilanzierungen der Trockensubstanzen verwendet. Demzufolge basiert die Wirtschaftlichkeitsberechnung auf der Rechengröße eines Substanzübergangs von 169,6 kg aus 1000 kg Mehl in das Prozesswasser. Das sind unter der Annahme eines Wassergehalts des Mehls von 15 % genau 20 % von der Mehltrockensubstanz bzw. rund 17 % von der Mehlsubstanz. Die rund 17 % von der Mehlsubstanz repräsentieren den entsprechenden Anteil an den Mehleinstandskosten für die Stärkegewinnung, die sich im Falle der Stärkefabrik des Projektpartners aus den Estandskosten des Weizens und dem Mahllohn ergeben. die Kosten für den

Weizen belaufen sich frei Haus auf 170,00 €/t Weizen. Zusammen mit dem Mahllohn und der Verrechnung der Nebenprodukterlöse ergibt sich ein Mehleinstandspreis für die Stärkefabrik von 190,00 €/t Weizenmehl.

Der Projektpartner erhält ab Fabrikhof für 1000 kg des Prozesswassers von seinen Abnehmern 3,00 €. Das entspricht 2,83 €/100 kg Trockensubstanz unter Berücksichtigung der durchschnittlichen Trockensubstanzkonzentration von 10,6%. Dem Abnehmer entstehen beim Transport per Schiff (1200 t Ladung) 7,83 €/1000 kg und per LKW (120 km Entfernung) 15,00 €/1000 kg. Es ergeben sich somit pro 1.000 kg Trockensubstanz Transportkosten von 73,90 € für den Schiffs- und 141,50 € für den Lastwagentransport. Daraus geht hervor, dass der Erlös aus der Trockensubstanz aus dem Prozesswasser gegenüber den Transportkosten marginal klein ist.

Dem Projektpartner geht praktisch der dem Mehlsubstanzanteil von 169,6 kg entsprechende Geldwert von 28,83 € vollständig verloren, es entstehen ihm dafür aber auch keine Abwasserkosten, die andere Stärkefabriken für den in das Abwasser übergehenden Mehlsubstanzanteil aufwenden müssen. Demgegenüber ist die Abnahme des Prozesswassers für den Abnehmer selbst beim Lastwagentransport noch wirtschaftlich. Das geht aus der Differenz zwischen dem auf Trockensubstanz bezogenen Getreidepreis und den Transportkosten für 1.000 kg Trockensubstanz des Prozesswassers zuzüglich des Kaufpreises für 1.000 kg Prozesswassertrockensubstanz hervor. Diese Differenz beträgt für den Transport per Schiff rund 123,00 € und für den Transport per Lastwaagen rund 56,00 €. Die Annahme des Getreidepreises als Referenzpreis ist deshalb gerechtfertigt, weil der Futterwert des Prozesswassers, das unter der Bezeichnung Hamino gehandelt wird, vor allem auch auf Grund seiner Minorkomponenten an Vitaminen und Mineralstoffen im Vergleich zum Getreide besonders hoch ist.

Aufgrund dieser Sachlage kann die Aufbereitung des Prozesswassers nur dann wirtschaftlich sein, wenn das dafür eingesetzte Verfahren zu Produkten führt, deren Verkaufserlös den jetzigen Erlös von 0,30 € / 1000 kg Prozesswasser überschreitet. Das ist insofern schwierig, als sich im Verlaufe der Durchführung des Projekts herausgestellt hat, dass mit der Proteinfraction keine Wertschöpfung über deren angenommene Verwertungsmöglichkeit als Backmittel möglich ist. Es kommt hinzu,

dass die Wertschöpfung über die Herstellung von Futterhefe aus der Trockenmasse des Prozesswassers nicht größer als 40,00€ /1.000 kg Endprodukt sein würde, wenn dazu der derzeitige Börsenpreis für Sojamehl als Vergleich herangezogen wird. Es ist deshalb zweifelhaft, ob der Abnehmer des Hamino den höheren Futterwert eines mit Futterhefe angereicherten Haminos überhaupt honorieren würde.

Tabelle 34: Rechnerisch ermittelte Trockensubstanzbilanz der alternativen Aufarbeitung des Prozesswassers

Produkt	Ausbeute (kgTrockensubstanz / 1.000 kg Prozesswasser)			
	A ¹⁾	B ²⁾	C ³⁾	D ⁴⁾
LKK	11,0	13,0	11,0	11,0
Futterhefe	25,6	28,0	3,7	3,7
Schlamm	16,1	16,1	14,9	-
Backhefe	-	-	21,2	21,2
Proteinfraktion	23,3	17,5	24,5	39,4
Permeat	6,4	7,8	7,0	7,0
Summe ⁵⁾	82,4	82,4	82,4	82,4

¹⁾ Futterhefe und Schlamm fallen gemeinsam an

²⁾ Futterhefe, Schlamm und Proteinfraktion fallen gemeinsam an

³⁾ Alle Produkte fallen getrennt an

⁴⁾ Schlamm und Proteinfraktion fallen gemeinsam an

⁵⁾ Summe aus 106 kg Trockensubstanz

Die Substanzbilanz der alternativen Aufarbeitung des Prozesswassers (Tab. 34 und 35) lässt sofort erkennen, dass bei den Varianten A und B der weit überwiegende Teil der Wertschöpfung für das Erreichen der Wirtschaftlichkeit vom LKK getragen werden müsste. Zwar könnte auch über die Erhöhung der Trockensubstanz im Futtermittel auf 18,0 % von 10,6 % im Prozesswasser ein nomineller Kostendeckungsbeitrag geleistet werden, der sich aus der Einsparung von Transportkosten ergibt, doch wäre der jedenfalls kleiner als der in gleicher Weise für die Varianten C und D erreichbare. Das geht aus der ca. ein Drittel kleineren Masse an Feuchtsubstanz der Varianten C und D gegenüber den Varianten A und B hervor (Tab. 36). Die Varianten C und D besitzen außerdem den Vorteil, dass eine zusätzliche Wertschöpfung über den Einsatz des größten Teils der gebildeten Glucose zur Herstellung von Backhefe möglich ist.

Tabelle 35: Rechnerisch ermittelte Feuchtmassebilanz der alternativen Aufarbeitung des Prozesswassers

Produkt	Ausbeute (kg/Feuchtsubstanz / 10.000 kg Prozesswasser)			
	A ¹⁾	B ²⁾	C ³⁾	D ⁴⁾
LKK	138	163	138	138
Futterhefe	137	150	30	27
Schlamm	86	86	86	-
Backhefe	-	-	100	100
Proteinfraktion	194	146	194	239
Permeat	1.500	1.800	1.500	1.800
Summe ⁴⁾	2.055	2.345	2.048	2.338

1) Futterhefe und Schlamm fallen gemeinsam an

2) Futterhefe, Schlamm und Proteinfraktion fallen gemeinsam an

3) Alle Produkte fallen getrennt an

4) Schlamm und Proteinfraktion fallen gemeinsam an

4) Summe aus 106 kg Trockensubstanz

Tabelle 36: Produkte aus der alternativen Aufarbeitung des Prozesswassers

Produkt	Variante: Ausbeute (kg Substanz / 1.000 kg Prozesswasser)			
	A	B	C	D
Futterhefe (TS)	25,6	28,0	3,7	3,7
Backhefe (TS)	-	-	21,2	21,2

Futtermittel 1)				
Trockensubstanz	65,0	61,6	43,1	43,1
Feuchtsubstanz	361,0	342,0	239,0	239,0

Glucose für Backhefe (TS)	-	-	40,7	40,7

LKK				
Trockensubstanz	11,0	13,0	11,0	11,0
Feuchtsubstanz	138,0	163,0	138,0	138,0

1) Futtermittel enthält die Proteinfraktion, die Futterhefe und den Schlamm

Die Durchführbarkeit des Verfahrens in den Variationen C und D ergibt sich daraus, dass bei der Durchführung des Projekts gezeigt werden konnte, dass die Verwertbarkeit der gebildeten Glucose zur Backhefeherstellung dann als gegeben anzusehen ist, wenn sie in einem Massestrom vorkommt, dessen Pentosangehalt

klein ist. Das hat zu der Überlegung geführt, den für die LKK – Aufreinigung ohnehin notwendigen Verfahrensschritt der Membranfiltration direkt nach der Verzuckerung und vor der Verhefung des Retentats- und Permeats durchzuführen.

Diese Vorgehensweise erlaubt es im Hinblick auf die Wirtschaftlichkeitsberechnung nun, die gebildete Glucose in ihren Geldwert mit dem des Zuckergehalts der Melasse zu vergleichen. Der entsprechende Vergleich zeigt bei der Annahme eines Melassepreises frei Haus von 115,00€ / 1.000 kg Melasse (50% Zucker \geq 52,6% Glucose), dass der Geldwert von 40,7 kg Glucose im Permeat 8,95 € beträgt, die 1000 kg Prozesswasser mit 10,6 % Trockensubstanz zuzuschreiben sind. Diesbezüglich ist allerdings darauf aufmerksam zu machen, dass diese Wertschöpfung nur erzielt werden kann, wenn das zu fermentierende Permeat nicht durch Eindampfen konzentriert und auch nicht transportiert zu werden braucht. Unter dieser Voraussetzung bietet sich die Verhefung vor Ort in Form einer kontinuierlichen Fermentation an. Die Fermentation könnte bei Realisierung des notwendigen Investments unter der Regie einer Hefefabrik durchgeführt werden. Der zusätzliche geldwerte Vorteil bestünde darin, dass bei der Fermentierung des Permeats praktisch kein Abwasser anfielen.

Zu der Wertschöpfung über die Glucose addiert sich die Minderung der Frachtkosten durch die Erhöhung der Trockensubstanz von 10,6% auf 18,0% im Futterhefe haltigen Hamino. Dieser Differenzbetrag, der jedenfalls vom Abnehmer bei Verzicht auf einen Erlös für die Wertsteigerung des Hamino an die Stärkefabrik zurückgereicht werden sollte, beträgt 3,22 EUR /1.000 kg Prozesswasser. Außerdem ist noch der Erlösanteil für die 239 kg Masse hinzuzurechnen, der gegenüber dem für das ursprüngliche Hamino erzielte von 0,30 auf 0,07 €/1.000 kg Prozesswasser schrumpfen würde.

Folglich stehen als Ausgangswert für die Betrachtung der Wirtschaftlichkeit der Aufarbeitung des Prozesswassers 12,24 € /1.000 kg Prozesswasser zur Verfügung. Eine solche Betrachtung erfolgt nachstehend nur für die Variante D, weil sie unter den vier Varianten wegen des Wegfalls eines Entschlammungsschritts das höchste technische und wirtschaftliche Potential besitzt. Die Varianten A und B kommen

wegen des Fehlens der Wertschöpfung über die Glucose von vornherein weniger in Betracht.

In die Wirtschaftlichkeitsberechnung gehen die Kosten ein, welche bei der Aufarbeitung des Prozesswassers entstehen. Diese können grob in die Kosten für die Herstellung der Fermentationssubstrate, dem Permeat und Retentat der ersten Stufe der Membranfiltration, die Futterhefeherstellung aus dem Retentat und die LKK-Herstellung aus diesem fermentierten, geklärten und erneut membranfiltrierten Retentat unterteilt werden. Diese Unterteilung entspricht auch der Zuordnung der Kosten für die Produkte.

Damit diese Kostenrechnung durchgeführt werden konnte, holten wir Informationen von befreundeten Unternehmen ein. Diese bezogen sich auf Kosten für die Membranfiltration und die Trocknung des LKK. Die befreundeten Unternehmen betreiben solche Anlagen für vergleichbare Produkte im großtechnischen Maßstab seit vielen Jahren. Wir wurden darüber informiert, dass sich die Kosten für die Membranfiltration bei einer Standzeit der Membranen von 5.000h auf 3,00 €/1.000 l Permeat für die Instandhaltung und auf 2,00 €/1.000 l Permeat für den Betrieb belaufen, so dass bei einer großen Anlage Kosten von 5,00 €/1.000 l Permeat anfallen. Aus der Information über die Trocknungskosten geht hervor, dass der spezifische Dampfverbrauch bei der Dünnschichtverdampfung: 1,8 kg Dampf/kg Wasser, bei der Walzentrocknung: 1,5 kg Dampf/kg Wasser und bei der Sprühtrocknung: > 2,5 kg Dampf/kg Wasser beträgt. Die Dampfkosten betragen 20,00 €/ 1.000kg Dampf. Überschlägig wurden die Kosten für die Herstellung von 1 kg Endprodukt zu 1,00-1,50 € angegeben.

Unter Berücksichtigung dieser Informationen sowie unseren eigenen Berechnungen aus dem Rückbrotprojekt konnten wir die Berechnung der Kosten vornehmen. Dabei bedienten wir uns im Hinblick auf die Ermittlung der Investitionskosten für die Herstellung des Fermentationssubstrats bis zur Membranfiltration und für die Futterhefeherstellung einer von uns ermittelten Faustformel, nach der die fixen Kosten bei einer Abschreibung der Investitionen in fünf Jahren bei einem Zinssatz von linear 5% drei Mal so groß sind wie die Energiekosten.

Unter diesen Vorgaben wurden die in den Tabellen 37 und 38 aufgestellten Kosten für die Aufbereitung des Prozesswassers einschließlich der ersten Stufe der Membranfiltration, der Herstellung der Futterhefe bezogen auf 10% der Trockenmasse des eingesetzten Prozesswassers und der Herstellung des LKK aus der Diafiltration des fermentierten und geklärten Permeats errechnet. Dabei erfolgte die Berechnung der Trocknungskosten für die Herstellung des LKK auf der Basis einer Konzentrierung des Diapermeats durch Dünnschichtverdampfung mit nachfolgender Walzentrocknung des Konzentrats. Die Berechnung beruht auf dem Erkenntnis, dass sich das Diaretentat nur sehr schwer Sprühtrocknen lässt, und einer neueren Entwicklungsarbeit, mit der wir im Technikumsmaßstab zeigen konnten, dass die der Rechnung zugrunde liegende Trocknungstechnik sowohl einfacher durchgeführt werden kann als auch erheblich kostengünstiger ist als die Sprühtrocknung.

Die Differenz aus den Gesamtkosten von 48,34 €/1.000 kg Prozesswasser und 12,24 €/1.000kg Prozesswasser für fiktive Erlöse ergibt 36,10 €/1.000 kg Prozesswasser, denen 12,2 kg LKK mit 10 % Wassergehalt als Endprodukte aus 1000 kg Prozesswasser gegenüberstehen. Daraus folgt, dass die Herstellungskosten für ein Kilogramm LKK 2,96 €/kg betragen werden. Dabei zeigt die Differenzierung der Kosten, dass ziemlich genau 50 % der Kosten allein auf die Herstellung des LKK aus dem ersten Retentat entfallen. Die anderen 50 % oder 18 €/1.000 kg Prozesswasser sind aber bereits 50 % größer als der fiktive Erlösanteil.

Daraus folgt, dass mit den Verfahrensschritten bis zur Herstellung des LKK keine Kostendeckung über die fiktiven Erlöse möglich ist. Es kommt hinzu, dass der fiktive Erlös über die Glucose zur Backhefeherstellung nur materialisiert werden kann, wenn sich zwischen der Stärkefabrik und dem potentiellen Kooperationspartner, der Hefefabrik, eine Zusammenarbeit verwirklichen lässt. Darin besteht allerdings ein erstrebenswertes Ziel, weil damit gleichzeitig auch ein Beitrag zur Umweltentlastung geleistet werden könnte.

Tabelle 37: Variable Kosten für die Aufbereitung des Prozesswassers sowie die Herstellung der Futterhefe und des LKK

Kostenstelle	Kosten (€/1.000 kg Prozesswasser) ¹⁾
Aufbereitung des Prozesswassers	
-Dampf	3,38
-Strom	0,80
-Enzyme	0,85
Herstellung der Futterhefe ²⁾	
-Nährstoffe ³⁾	0,15
-Prozessluft	0,41
-Reinigungswasser	0,07
-Kühlwasser ⁴⁾	-
-Dampf ⁵⁾	-
Herstellung des LKK	
Dünnschichtverdampfer	
-Dampf	2,31
-Strom	0,23
Walzentrocknung	
-Dampf	1,83
-Strom	0,18

1) Kosten wurden ermittelt aus Angaben in Literaturstelle 10

2) Berechnung ist bezogen auf 10 % der Trockensubstanz des Prozesswassers

3) Nährstoffkosten entsprechen der Hälfte der bei der Backhefeherstellung erforderlichen

4) Für Kühlwasser werden keine Kosten angesetzt, weil Betriebswasser für die Stärkefabrik in großem Umfang angewärmt wird

5) Dampfkosten für das Aufkochen der Hefe sind in den Dampfkosten für die Aufbereitung des Prozesswassers enthalten

Da das LKK einen positiven Einfluss auf den Kohlenhydratstoffwechsel ausübt, ist es durchaus realistisch, dass es gewinnbringend vermarktet werden kann. Das setzt allerdings einschlägige Werbemaßnahmen voraus, um Märkte zu erschließen. Die Produktionskapazität der Stärkefabrik für das LKK beläuft sich jedenfalls bezogen auf den derzeitigen Anfall des Prozesswassers (Hamino) von 130.000t/a auf rund 1.500t LKK/a. Die Vermarktung einer so großen Menge LKK kann nur langsam erfolgen. Dem steht entgegen, dass die Anlagenkapazität und das Investment in diese nicht beliebig klein gewählt werden kann. Die Produktion von 1.500 t LKK/a

erfordert Investitionen in Höhe von etwa 3.5 Millionen €. Die dafür erforderliche unternehmerische Entscheidung kann erst getroffen werden, wenn mehr Sicherheit in die Vermarktbarkeit des LKK vorhanden sein wird als das gegenwärtig der Fall ist. Deshalb arbeiten wir z.Z. in einem Forschungsprojekt mit, in welchem das LKK auf breiter Basis hinsichtlich seiner Wirkung zur Beeinflussung des metabolischen Syndroms untersucht wird.

Tabelle 38: Variable und fixe Kosten für die Aufbereitung des Prozesswassers sowie die Herstellung der Futterhefe und des LKK

Kostenstelle	Kosten (€/1.000 kg Prozesswasser) ¹⁾		
	variable	fixe	gesamte
Aufbereitung des Prozesswassers	5,03	15,09	20,12
Membranfiltration ²⁾	2,25	1,50	3,75
Herstellung der Futterhefe	0,63	1,89	2,52
Membranfiltration ²⁾	2,25	1,50	3,75
Herstellung des LKK	4,55	13,65	18,20
Summe	14,71	33,63	48,34

1) Kosten ermittelt unter Verwendung der Informationen l.c. 40, 41

2) Bezogen auf jeweils 750 l Permeat

4. Öffentlichkeitsarbeit

Doktorandenkolloquium BBB

Tagungsname: 5. Doktorandenkolloquium
 Tagungsort: Berlin / TU Berlin
 Veranstalter: Biotechnologie-Centrum BBB
 Thema: Fermentative Aufbereitung eines
 Ballaststoffkonzentrates aus dem Prozesswasser
 einer Weizenstärkefabrik
 Datum: 26.01.01
 Autoren/Vortragender: Imhof, D.

GVC-Fachausschuss „Lebensmittelverfahrenstechnik“

Tagungsname: GVC-Fachausschuss
 „Lebensmittelverfahrenstechnik“
 Tagungsort: Karlsruhe
 Veranstalter: VDI- Gesellschaft für Verfahrenstechnik und
 Chemieingenieurwesen
 Thema: Kontinuierliche Produktion eines löslichen
 Ballaststoffkonzentrates und von Futterhefe aus
 Weizenstärkeprozesswasser
 Datum: 07.-08.03.01
 Autoren/Vortragender: Imhof, D.

DECHEMA-Jahrestagung der Biotechnologen

Tagungsname: DECHEMA-Jahrestagung der Biotechnologen
 Tagungsort: Leipzig
 Veranstalter: DECHEMA Gesellschaft für Chemische Technik
 und Biotechnologie e.V.
 Thema: Entwicklung eines biotechnologischen Verfahrens
 zur Herstellung eines nichtstärkehaltigen
 Kohlenhydratkonzentrates aus Weizenmehl mit
 gesundheitsfördernder Wirkung
 Datum: 13.-15.03.01
 Autoren/Vortragender: Imhof, D. u. Meuser, F.

GDL-Kongress, Lebensmitteltechnologie 2001

Tagungsname: GDL-Kongress, Lebensmitteltechnologie 2001
 Tagungsort: Berlin
 Veranstalter: Gesellschaft Deutscher Lebensmitteltechnologien e.V.
 Thema: Umsetzung der Herstellung eines
 Ballaststoffkonzentrates aus Weizenmehl vom
 Labor- in den Pilotmaßstab
 Datum: 08.-10.11.2001
 Autoren/Vortragender: Imhof, D. u. Meuser, F.

Starch Convention

Tagungsname: Starch Convention
 Tagungsort: Detmold
 Veranstalter: Arbeitsgemeinschaft Getreideforschung e.V.
 Thema: Production of a Dietary Fibre Concentrate
 Recovered from Wheat Starch Plant Process Water
 Datum: 24.-26.04.2002
 Autoren/Vortragender: Meuser, u. F. Imhof, D.

Jahreshauptversammlung der Bäcker-Innung Berlin

Tagungsname: Jahreshauptversammlung der Bäcker-Innung Berlin
 Tagungsort: Berlin
 Veranstalter: Bäcker-Innung Berlin
 Thema: Backwaren mit neuen Ballaststoffen
 Datum: 10.04.2003
 Autoren/Vortragender: Meuser F.

Firmenkolloquium

Tagungsname: Firmenkolloquium
 Tagungsort: Minneapolis
 Veranstalter: General Mills Inc.
 Thema: Production of a Dietary Fibre Concentrate
 Recovered from Wheat Starch Plant Process water
 Datum: 15.07.2003
 Autoren/Vortragender: Meuser, F.

33.Wissenschaftliche Informationstagung

Tagungsname: 33.Wissenschaftliche Informationstagung
 Tagungsort: Berlin
 Veranstalter: Berliner Gesellschaft für Getreideforschung e.V.
 Thema: Gewinnung eines Arabinoxylan-Präparates aus
 Weizenstärkefabrikprozesswasser im Pilotmaßstab
 Datum: 15.-16.01.2004
 Autoren/Vortragender: Roick, Th., Meuser, F. u. Imhof, D.

33.Wissenschaftliche Informationstagung

Tagungsname: 33.Wissenschaftliche Informationstagung
 Tagungsort: Berlin
 Veranstalter: Berliner Gesellschaft für Getreideforschung e.V.
 Thema: Wirkung eines Arabinoxylan-Präparates auf den
 Kohlenhydratstoffwechsel
 Datum: 15.-16.01.2004
 Autoren/Vortragender: Lüder, W. u. Zunft, H.-J.

Die Ergebnisse wurden bisher überwiegend durch Vorträge publik gemacht. Es wurde allerdings bereits auch in einer Fernsehsendung des ORF über unser Projekt mit bei uns im Institut aufgenommenen Details zur LKK-Herstellung berichtet. Augenblicklich planen wir, die Ergebnisse in wissenschaftlichen Zeitschriften zu publizieren.

Das Projekt wurde über die Projektlaufzeit hinaus bis auf den heutigen Tag von den Projektpartnern fortgeführt, um noch offene Fragen für eine mögliche Umsetzung des Projekts in den industriellen Maßstab abzuklären. Diese Arbeiten erfolgen aus eigenen Mitteln. Darüber hinaus wird der ernährungsphysiologische Teil des Projekts im Rahmen des vom BMBF geförderten Nutrigenomik-Projekts fortgesetzt.

5. Fazit

Das Projekt konnte seiner Zielsetzung entsprechend, die in der Herstellung eines löslichen, den Kohlenhydratstoffwechsel beeinflussenden, nichtstärkeartigen Ballaststoffkonzentrats aus dem Prozesswasser einer Weizenstärkefabrik bestand, erfolgreich abgeschlossen werden.

Im Laufe der Projektdurchführung zeigte sich, dass die ursprünglichen Ideen zur Wertschöpfung im Bereich der Nebenprodukte sich nicht realisieren lassen. Davon ist insbesondere die vorgesehene Herstellung eines Backmittels aus der Proteinfraction betroffen. Das hat dazu geführt, das entwickelte Verfahren im Teilschritt der unabdingbaren Membranfiltration so zu modifizieren, dass aus der enzymatisch aus der Stärke des Prozesswassers gebildeten Glucose sowohl Futter- als auch Backhefe hergestellt werden kann. Damit ist eine Wertschöpfung direkt über die Stärke möglich. Trotzdem bleiben die Kosten für die Herstellung des ernährungsphysiologisch wirksamen, nichtstärkeartigen löslichen Kohlenhydrats (LKK) hoch. Eine gewinnbringende Vermarktung des LKK ist trotz der hohen Herstellungskosten aufgrund des ernährungsphysiologischen Werts des Produkts als gegeben anzunehmen.

Eine Herstellung und Vermarktung des LKK liegt in Anbetracht der schnellen Zunahme des metabolischen Syndroms, auf das es sich als Rezepturkomponente in

Lebensmitteln stabilisierend und zurückdrängend auswirken kann, im gesundheitspolitischen Interesse. Deshalb beschäftigen wir uns zusammen mit anderen zurzeit damit, die ernährungsphysiologischen Wirkungen des LKK im Rahmen des Nutrigenomik-Projekts auf breiter Basis weiter zu erforschen. Damit verfolgen wir u.a. das Ziel, die unternehmerische Entscheidung für die Produktion des LKK ernährungswissenschaftlich weiter abzusichern. Diese Entscheidung kann in Anbetracht der hohen Investitionskosten für die Produktion des LKK erst getroffen werden, wenn mehr Sicherheit für die Vermarktbarkeit des LKK vorhanden sein wird, als das derzeit der Fall ist.

6 Literatur

- 1 Lüder, W. et al.: Einfluß stoffwechselaktiver Ballaststoffkonzentrate aus Roggen und Weizen auf den postprandialen Blutglucoseanstieg. *Ernährungs-Umschau* 43 (1996) 290 - 293.
- 2 Meuser, F., Martens, U. und Lüder, W.: Gewinnung eines löslichen Ballaststoffkonzentrats aus dem Prozesswasser der Weizenstärkegewinnung. *Lebensmitteltechnik* 44 (1999) 196 - 199.
- 3 Knight, J.W.: Wheat Starch Process. S. 44 - 58, in: *The Starch Industry*. Pergamon Press LTD., Oxford, 1969.
- 4 Noak, W.: Technische Verfahren zur wirtschaftlichen Regulierung der Prozesswasserführung bei der Weizenstärkegewinnung nach dem Martin-Verfahren. Dissertation D 83, FB 13/Nr. 183, TU Berlin (1985).
- 5 Meuser, F. und Althoff, F.: Vergleichende Betrachtung über die Gewinnung von Stärke aus Mais, Weizen und Kartoffeln unter Berücksichtigung der Nebenprodukte und der im Stärkegewinnungsprozess anfallenden Abwässer. S. 41 - 55, in: *Stärke im Nichtnahrungsbereich*. Schriftenreihe des Bundesministeriums für Ernährung, Landwirtschaft und Forsten, Heft 380. Landwirtschaftsverlag GmbH, Münster-Hiltrup, 1990.
- 6 Meuser, F. und Pahne, N.: Möglichkeiten konzeptioneller Veränderungen bei der Stärkegewinnung. S. 115 - 144, in: „Symposium: Nachwachsende Rohstoffe - Perspektiven für die Chemie“. Schriftenreihe des Bundesministeriums für Ernährung, Landwirtschaft und Forsten, Reihe A, Sonderheft. Landwirtschaftsverlag Münster GmbH, Münster-Hiltrup, 1993.
- 7 Meuser, F.: Technological Aspects of Dietary Fibre . S. 248-269, in: *Advanced Dietary Fibre Technology*: (Hrsg.: B.V. McCleary u. L. Prosky. Blackwell Science, Oxford, UK, 2001.
- 8 Jarl, K. und Tveit, M.: A Method for Removal of Starch from Industrial Waste Liquid by Symbiotic Cultivation of Yeasts. *Socker, Handlingar II*, 18(1963) 25-28.
- 9 Wikén, T.: Utilization of Agricultural Wastes by Cultivation of Yeasts. S. 569-576, in: *Proc. IV, IFS: Fermentation Technology Today*, London, 1972.
- 10 Meuser, F. und Martens, U.: Aufarbeitung von Rückbrot unter umweltrelevanten und wirtschaftlichen Gesichtspunkten. AZ 07377; TU Berlin, 2001.
- 11 Litchfield, J.: Production of Single-Cell Protein for Use in Food or Feed. S. 1-152, in: *Microbial Technology, Second Edition/Volume I*. Academic Press, New York, 1979.

- 12 Pepler, H.J. und Pepler, D.: Feed and Food Yeast. S. 329-354, in: Yeast Technology, AVI Publishing Company, Westport, 1973.
- 13 Lorenz, M. et al.: Syntheseleistung von *Candida utilis* in Abhängigkeit von der Temperatur bei kontinuierlicher Kultur. Zeitschrift für Allg. Mikrobiologie 7(1967) 363-371.
- 14 Dellweg, H.: Einzellerproteine. S. 180-196, in: Biotechnologie. VCH, Weinheim, 1987.
- 15 Bergmann, H. :Entwicklung einer Anlage zur Granuliertrocknung von Futterhefe in der Wirbelschicht. Chem. Technik, 39(1987) 432-435.
- 16 Jondreville, C. et al.: Ileale Verdaulichkeit von Aminosäuren in Futtermitteln. Eurolysine Paris, 1995.
- 17 Lotz, M. et al.: Baker's Yeast Cultivation on By-Products and Wastes of Potato and Wheat Starch Production on a Laboratory and Pilot-Plant Scale. Process Biochemistry 26(1991) 301-311.
- 18 Deutsche Landwirtschafts-Gesellschaft e.V. : DLG-Prüfbestimmungen für Brot, Feine Backwaren, Getreidenährmittel und Süßwaren, Frankfurt am Main, 1995.
- 19 Arbeitsgemeinschaft für Getreideforschung e.V.: Standard-Methoden für Getreide, Mehl und Brot, Weizenbackversuch ff., 205-215. Verlag Moritz Schäfer, Detmold, 1978.
- 20 DIN 1994. EN ISO 5381. Bestimmung des Wassergehaltes, Modifiziertes Karl-Fischer-Verfahren. Deutsches Institut für Normung.
- 21 ICC-Standard Nr.110/1 : Bestimmung des Feuchtigkeitsgehalts. Standard Methods of the International Association for Cereal Chemistry. Verlag Moritz Schäfer, Detmold, 1980.
- 22 ICC-Standard Nr. 128 : Verfahren zur Bestimmung der Stärke nach enzymatischem Aufschluß. Standard Methods of the International Association for Cereal Chemistry. Verlag Moritz Schäfer, Detmold, 1980.
- 23 Boehringer Mannheim GmbH : Methoden der biochemischen Analytik und Lebensmittelanalytik, Bestimmung des Glucosegehalts. Mannheim, 1989.
- 24 ICC-Standard Nr. 156 : Bestimmung des Gehalts an Gesamtballaststoffen. Standard Methods of the International Association for Cereal Chemistry. Verlag Moritz Schäfer, Detmold, 1997.
- 25 Dörfer, J: Zur Analytik von Pentosanen (Arabinoxylanen) in Getreideprodukten. Lebensmittelchemie, 53 (1999) 78-79.

- 26 McCleary, B.V.&Codd, R.: Measurement of (1-3)(1-4)- β -D-glucan in barley and oats: a streamlined enzymic procedure. *Journal of the Science of Food and Agriculture* 55 (1991) 303-312.
- 27 ICC-Standard Nr. 105: Bestimmung des Proteins in Getreide und Getreideprodukten. *Standard Methods of the International Association for Cereal Chemistry*. Verlag Moritz Schäfer, Detmold, 1990.
- 28 Krüger, E. und Bielig, H.J.: Betriebs- und Qualitätskontrolle in Brauerei und Mälzerei. Verlag Paul Parey, Berlin, 1976.
- 29 *The Practical Brewer. A Manual for the Brewing Industry*. Master Brewers Assosiation of the Americans, 1997.
- 30 ICC-Standard Nr. 104: Bestimmung der Asche von Getreide und Mahlprodukten aus Getreide. *Standard Methods of the International Association for Cereal Chemistry*. Verlag Moritz Schäfer, Detmold, 1990.
- 31 ICC-Standard Nr. 136: Bestimmung des Gesamtfettgehaltes. *Standard Methods of the International Association of Cereal Chemistry*. Verlag Moritz Schäfer, Detmold, 1980.
- 32 Baumgart, J.: Mikrobiologische Untersuchung von Lebensmitteln. Behr's Verlag, Hamburg, 1990.
- 33 Bronn, K.K.: Vorlesungsreihe „Technologie der Hefefabrikation“. Technische Universität Berlin, 1986.
- 34 Röcken, W. und Marg, C.: Nachweis von Fremdhefen in der obergärigen Brauerei. *Monatsschrift für Brauwissenschaft*, 32(1983) 276-279.
- 35 Boehringer Mannheim GmbH: Methoden der biochemischen Analytik und Lebensmittelanalytik, Bestimmung des Ethanolgehalts. Mannheim, 1989.
- 36 Smith, R.J.: Characterization and Analysis of Starches. S. 569-635, in: *Starch, Chemistry and Technology, Industrial Aspects*. (Hrsg.: R. I. Whistler u. E. F. Paschall). Academic Press, New York, 1967.
- 37 Tegge, G.: Stärke und Stärkederivate. Verzuckerung von Stärke. Behr's Verlag, Hamburg, 1984.
- 38 Meuser, F. und Smolnik, H.-D.: Zur Problematik der Ultrafiltration von Weizenstärke - Prozesswasser. *Starch/Stärke* 28 (1976) 421-425.
- 39 Mecham, D.K.: Lipids. S. 393-451, in: *Wheat , Chemistry and Technology*, 2nd ed. (ed.Y.Pomeranz). American Association of Cereal Chemists, St. Paul, MN, 1971.
- 40 Anonym: Kosten für die Membranfiltration von Kartoffelstärkefabrikwasser, 2004.

- 41 Anonym: Kosten für die Dünnfilmverdampfung, Sprüh- und Walzentrocknung von viskosen Medien, 2004.

7. Abschlußbericht

Forschungsthema:

Entwicklung eines biotechnologischen Verfahrens zur Herstellung eines nicht-stärkehaltigen Kohlenhydratkonzentrats aus Weizenmehl mit gesundheitsfördernder Wirkung unter besonderer Berücksichtigung von Umweltentlastung und Ressourcenschonung

Auftraggeber: Deutsche Bundesstiftung Umwelt
Aktenzeichen : AZ 17045
Projektbeginn: Juni 2000
Laufzeit: 2 Jahre (verlängert um 15 Monate)
**Projektpartner: TU Berlin, Institut für Lebensmitteltechnologie
Jäckering GmbH, Hamm**

Teil-Bericht des Deutschen Instituts für Ernährungsforschung Potsdam-Rehbrücke.

Teil-Thema: Ernährungsphysiologische Wirkung eines Kohlenhydratkonzentrates aus Weizenmehl.

Bearbeiter: Dr. Wolfgang Lüder, Prof. Dr. H.-J. F. Zunft

1. Aufgabenstellung

Im vorliegenden Forschungsvorhaben sollte der postprandiale Blutglukose- und Insulinstieg

- nach einer Frühstücksmahlzeit
- ohne und mit Zusatz eines Konzentrates an löslichen Ballaststoffen (LKK), das überwiegend aus Kohlenhydraten besteht,
- bei stoffwechselgesunden Probanden untersucht werden.

Das Ballaststoffkonzentrat wurde vom Institut für Getreidetechnologie der TU Berlin (S. Teil I des Berichtes) geliefert, und zwar

1. als im Technikum optimiertes Produkt und
2. in der Weiterentwicklung als Produkt einer Pilotanlage.

Ziel dieser Untersuchungen war es, den Einfluss eines Konzentrates löslicher Ballaststoffe aus Weizen auf den postprandialen Kohlenhydratstoffwechsel stoffwechselgesunder Probanden im Rahmen von Mahlzeiten mit vorgegebenen Nährstoffrelationen zu bestimmen (1, 2). Zum anderen war zu kontrollieren, ob sich der beobachtete Effekt auch nach solchen technologischen Veränderungen in der Ballaststoffisolierung wiederfindet, die eine erhebliche Aufreinigung des Ballaststoffs bewirken und letztlich eine großtechnische Produktion ermöglichen.

2. Stand der Kenntnisse

Die Prävalenz ernährungsabhängiger Erkrankungen nimmt in Mitteleuropa beständig zu (3). Die Zahl der Menschen, die an einem Diabetes mellitus Typ 2 erkrankt sind, ist in den vergangenen Jahrzehnten stark angestiegen. Während die Diabeteshäufigkeit in der Bevölkerung Anfang der Sechzigerjahre bei 0,6% lag, gehen die neuesten Schätzungen von 5-8% aus. Diese Zahlen beziehen sich auf die gesamte Bevölkerung. In der älteren Bevölkerung liegt die Diabetesprävalenz - je nach Altersgruppe - bei bis zu 25% (www.diabetes-world.net). Übergewicht und Bewegungsarmut sind zwei wesentliche Risikofaktoren des Diabetes mellitus Typ 2. Ziel der Behandlung des Typ-2-Diabetikers sind die Normalisierung der Blutglukose, der Blutlipide, des Blutdruckes und des Körpergewichts. Therapeutisch steht die Ernährung gerade bei diesem Krankheitsbild im Vordergrund, denn im ersten Schritt der Therapie geht es um die Entlastung des insulinproduzierenden Organs, des Pankreas (4). Ergänzend zur gesunden Ernährung folgen Steigerung der

körperlichen Aktivität, Gabe oraler Antidiabetika und Insulinbehandlung. Dieses Therapiekonzept konzentriert sich vor allem auf die Vorbeugung von akuten und späten Folgeschäden im Gefäß- und Nervensystem. Bei der weitgehenden Liberalisierung der Diabetiker-Ernährung ist die individuelle Führung des Patienten von erheblicher Bedeutung, denn sie ist abhängig von sozialen, ethnischen und kulturellen Begleitumständen. Das heißt aber auch, dass die Kontrolle des Stoffwechsels und der Ernährung in eigener Verantwortung des Patienten liegt. Dies wiederum fordert eine gründliche und umfassende Information des Patienten.

Amerikanische und europäische Gesundheitsorganisationen (5-8) empfehlen als wesentliche Diätmaßnahme niedrige glykämische Indizes der Nahrung, was einem hohen Anteil komplexer Kohlenhydrate entspricht.

Wasserlösliche Ballaststoffe haben gegenüber unlöslichen ein erhebliches Potential, die postprandiale Glykämie und Insulinämie, aber auch das Serumcholesterin und das Arterioskleroserisiko zu senken (9-12). Der Einfluss auf die einzelnen Serumcholesterinfraktionen muss allerdings differenzierter gesehen werden, wie aus dem Bericht der EURODIAB IDDM Complications Study Group für Typ-1-Diabetiker hervorgeht (13). Je höher die Viskosität der Nahrungsballaststoffe ist, desto größer der therapeutische Erfolg (9, 14). In einer prospektiven Kohortenstudie an 35.988 Frauen konnte die besondere protektive Wirkung der Getreideballaststoffe gezeigt werden (15). Das Risiko der Entwicklung eines Diabetes wurde um bis zu 22% vermindert. Bei Typ-1-Diabetikerinnen wurde auch nachgewiesen, dass die Insulinabforderung mit steigendem Ballaststoffgehalt sinkt (16). Durch Energieverdünnung werden bei der Behandlung der Adipositas in Verbindung mit Typ-2-Diabetes gute Ergebnisse erreicht (17).

Andere Autoren halten allerdings nicht nur den Einfluss erhöhter Ballaststoffzufuhr auf den Stoffwechsel für gesundheitsfördernd. McIntosh et al. (18) verweisen in ihren Untersuchungen auf mögliche Defizite an Mikronährstoffen bei Typ-2-Diabetikern. Weitere Untersuchungen sind sicher erforderlich. Jenkins et al. (19) heben neben den positiven Ergebnissen der unterschiedlichen Ballaststofffraktionen insbesondere die dadurch bedingte veränderte Proteinaufnahme hervor.

Da wir bei Typ-2-Diabetikern die Wirksamkeit der löslichen Ballaststoffe auf die postprandiale Senkung der Glykämie und Insulinämie bereits nachweisen konnten, konzentrierten wir uns bei der Aufgabenstellung des vorliegenden Projekts nur auf

gesunde Probanden. Diese Fokussierung auf stoffwechselgesunde Probanden beruht auf folgenden Überlegungen:

- Das Konzentrat wurde nicht prinzipiell verändert, sondern nur technologisch optimiert.
- Diabetiker und Prädiabetiker reagieren in ihrer postprandialen Insulinantwort empfindlicher als Gesunde auf eine Glucosebelastung. Insofern stellen auch gesunde Probanden eine unempfindliche Testgruppe dar. Ein bei ihnen nachweisbarer Effekt des Ballaststoffs würde sich also bei Diabetikern um so deutlicher zeigen.

3. Probanden und Methoden

3.1. Im Technikumsmaßstab gewonnenes Produkt:

An 11 freiwilligen gesunden, weiblichen Probanden (s. Ein- u. Ausschlußkriterien, Tab.1 u. 2) im Alter zwischen 22 und 43 Jahren wurde das im Technikumsmaßstab hergestellte Präparat morgens nüchtern als Frühstück (Tab. 3, 4, 5) verabreicht. Das Testfrühstück und die Bezugsmahlzeit unterschieden sich nur im Ballaststoffzusatz (6 g), der in ein Brötchen eingebacken wurde. Beide Frühstücke wurden im randomisierten Blind-Design verabreicht. Die Frühstücke enthielten 365 kcal an Energie und waren in den Komponenten Kohlenhydrate, Eiweiß, Fett gleich zusammengesetzt.

Tab. 1: Ausschlusskriterien (Erhebung vor Aufnahme in die Studie)

<ul style="list-style-type: none"> • Zustand nach Magenoperation • Akute Infektionskrankheiten • Zustand nach Darmoperation • Akute und chronische Erkrankungen des Magen-Darmtraktes • Erkrankungen an Diabetes mellitus, oder prädiabetische Stoffwechsellage • Einnahmen von Nebennierenrinden- und/oder Schilddrüsenpräparaten • Schwangerschaft, Stillperiode • Teilnahme an einer anderen klinischen Studie innerhalb der letzten 12 Wochen • Blut- und Plasmaspenden innerhalb der letzten 12 Wochen • Anamnestisch bekannte HIV-Träger und AIDS-Erkrankte • Compliance nicht gewährleistet

Tab. 2: Einschlußkriterien (Erhebung vor Studienbeginn)

<ul style="list-style-type: none"> • Alter: zwischen 22 und 43 Jahre • Normale Glukosetoleranz • Normale Blutfettwerte

Tab. 3: Zusammensetzung der Frühstücke

	Energie (kcal)	Protein (g)	Fett (g)	Kohlenhydrate (g)	Ballaststoffe (g)
Frühstück ohne Weizen- Ballaststoffzusatz	365	13,4	12	50	2,2
<i>Energie %</i>		15	29	56	
Frühstück mit Weizen- Ballaststoffzusatz	365	13,5	11	50	8,2
<i>Energie</i>		15	29	56	

Tab. 4: Zusammensetzung der Bezugsmahlzeiten ohne Ballaststoffzusatz

	Energie (kcal)	Protein (g)	Fett (g)	Kohlenhydrate (g)	Ballaststoffe (g)
93 g Weizenbrötchen	165	5,3	1	34	1,9
5 g Eisbergsalat	1	0,1	0	0	0,1
5 g Margarine, halbfett	18	0,1	2	0	0
31 g Gouda, Vollfettstufe	113	7,9	9	0	0
26 g Konfitüre, extra	67	0	0	16	0,2
125 g Pfefferminztee	1	0	0	0	0

Tab. 5: Zusammensetzung der Mahlzeiten mit Ballaststoffzusatz

	Energie (kcal)	Protein (g)	Fett (g)	Kohlenhydrate (g)	Ballaststoffe (g)
103 g Weizenbrötchen	198	9,3	1	37	7,9
5 g Eisbergsalat	1	0,1	0	0	0,1
16 g Margarine, halbfett	58	0,3	6	0	0
15 g Gouda, Vollfettstufe	113	7,9	9	0	0
20 g Konfitüre, extra	52	0	0	13	0,2
125 g Pfefferminztee	1	0	0	0	0

Erfassbare subjektive Einflüsse wie z.B. Ruhezeit vor der Mahlzeit, Nüchternzustand, Zeit der Mahlzeitaufnahme und Dauer, Trinkmenge und deren Verteilung während der Mahlzeit, Kontrolle der Blutentnahmen, Ruhezustand zwischen den Blutabnahmen wurden standardisiert. Geprüft wurden der postprandiale Verlauf der Blutglukose und des Insulins 0, 15, 30, 45, 60, 90 und 120 Min. nach dem Verzehr.

3.2. In der Pilotanlage gewonnenes Produkt:

Das in der Pilotanlage hergestellte Ballaststoffpräparat wurde unter den gleichen Bedingungen an 15 gesunden Probanden (9 weiblich, 6 männlich) im Alter von 22 - 38 Jahren verabreicht.

3.3. Testprodukt:

Die Brötchen wurden auf der Basis der aus einem Vorgänger-Projekt (AIF Nummer u Bezeichnung von Lüder) gewonnenen Erfahrungen in der Versuchsbäckerei des Instituts für Lebensmitteltechnologie der TU Berlin nach vereinbarter Rezeptur gebacken, verkostet und in der Rezeptur auf die angegebenen Konzentrationen optimiert. Für jede der 2 Versuchsserien wurden die Brötchen in einer Charge gebacken und bis zum Verbrauch in der Tiefkühltruhe gelagert.

3.4. Statistische Auswertung

Für die statistische Auswertung wurden die Nüchternwerte gleich 100 % gesetzt und die prozentuale Veränderung vom Nüchternwert \pm Standardfehler (SE) dargestellt. Die inkrementale Fläche unter der Response-Kurve (IAUC) wurde ebenfalls auf Basis der prozentualen Veränderungen vom Nüchternwert berechnet. Die Glukose- und Insulinresponse nach den Frühstücken wurden mit einer Varianzanalyse mit Messwiederholungsdesign und paarweisen Kontrasten zu den verschiedenen Zeitpunkten überprüft. IAUC, Maximalkonzentration und Zeitpunkt der maximalen Konzentration (t_{max}) wurden mit Hilfe eines paarweisen t-Tests auf Unterschiede geprüft.

3.5. Sonstiges

Die Blutuntersuchungen wurden im Medizinischen Labor; Küsselstr. 9, 14473 Potsdam, durchgeführt. Für die gesamte Studie lag die Zustimmung der Ethikkommission der Universität Potsdam vom 11.06.01 vor.

4. Ergebnisse

4.1. Im Technikumsmaßstab gewonnenes Produkt

Die postprandiale Blutglukose- und Insulinantwort nach dem Verzehr eines mit 6 g Ballaststoff (Technikumsmaßstab; AX-Frühstück) angereicherten Frühstücks und eines Kontrollfrühstücks wurden bei 11 gesunden weiblichen Probanden überprüft.

Nach Verzehr des AX-Frühstücks ist der **postprandiale Anstieg der Blutglukose** um 24.5 % niedriger als beim Kontrollfrühstück (Abb. 1). Dies zeigt sich an einer niedrigeren IAUC ($p = 0.048$), einem niedrigeren Maximalwert ($p = 0.018$) und nach 15 und 30 min signifikant niedrigeren Blutglucosewerten ($p < 0.05$).

Dieser physiologische Einfluss bestätigt sich auch im **postprandialen Insulinanstieg** (Abb. 2). Die postprandiale IAUC für Insulin ist nach dem AX-Frühstück um 8.6 % niedriger als nach dem Kontrollfrühstück ($p = 0.045$), der Maximalwert ist marginal niedriger ($p = 0.063$). Die Insulinwerte unterscheiden sich auch deutlich nach 15 und 30 min ($p < 0.05$).

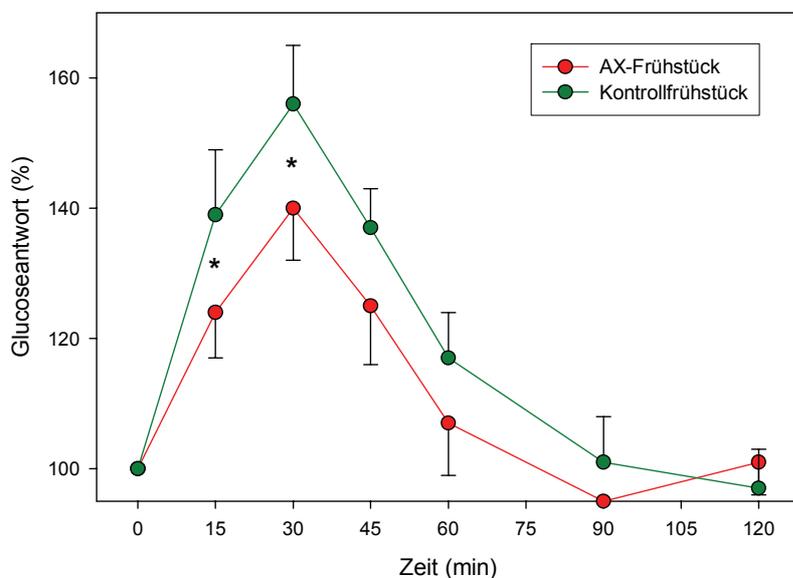


Abb. 1: Postprandiale Blutglukose bezogen auf die Nüchternwerte ($n = 11$). Sternchen markieren einen Unterschied mit $p < 0.05$.

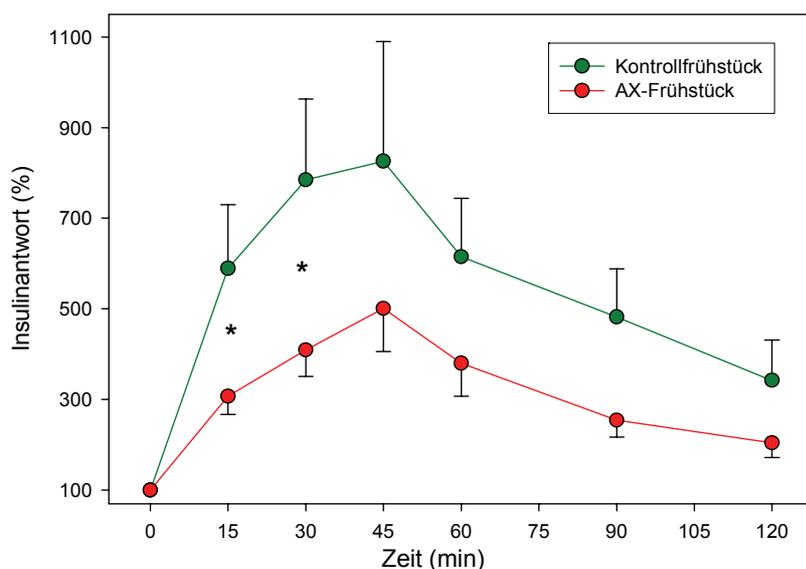


Abb. 2: Postprandiale Insulinwerte bezogen auf die Nüchternwerte ($n = 11$). Sternchen markieren einen Unterschied mit $p < 0.05$.

4.2. In der Pilotanlage gewonnenes Produkt

Das in der Pilotanlage gefertigte Ballaststoffpräparat zeigte unter gleichen Versuchsbedingungen an 15 gesunden Probanden im Trend vergleichbare Ergebnisse, die aber im postprandialen Insulianstieg mehr ausgeprägt waren als im Glukoseanstieg.

Nach Verzehr des AX-Frühstücks ist der **postprandiale Anstieg der Blutglukose** nur teilweise niedriger als beim Kontrollfrühstück (Abb. 3). Nach 45 min waren tendenziell niedrigere Blutglucosewerten zu beobachten ($p = 0.051$). Es waren aber keine Unterschiede in der IAUC oder im Maximalwert zu erkennen.

Dagegen ist ein deutlicher physiologischer Einfluss auf den **postprandialen Insulianstieg** nachweisbar (Abb. 4). Die postprandiale IAUC für Insulin ist nach dem AX-Frühstück um 20 % niedriger als nach dem Kontrollfrühstück ($p = 0.011$), der Maximalwert ist marginal niedriger ($p = 0.051$) und die maximale Konzentration (t_{max}) wird zu einem früheren Zeitpunkt erreicht. Die Insulinwerte unterscheiden sich auch deutlich nach 60, 90 und 120 min ($p < 0.05$).

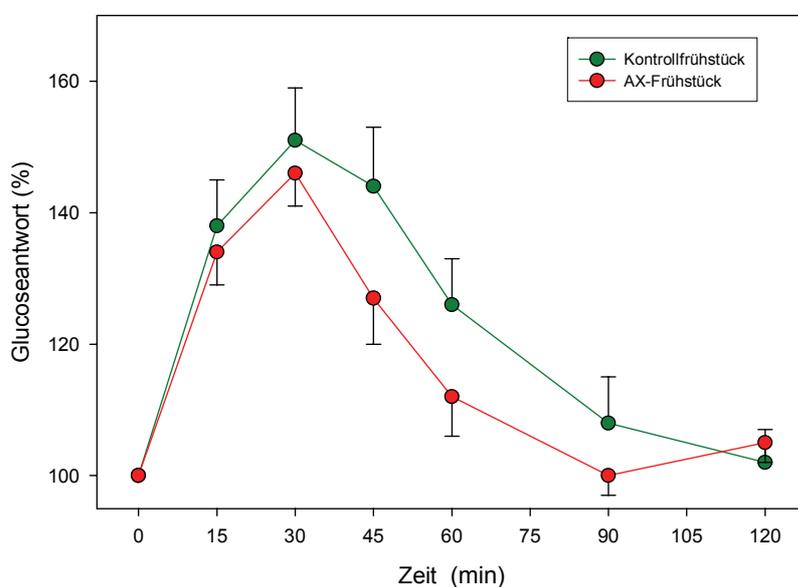


Abb. 3: Postprandiale Blutglukose bezogen auf die Nüchternwerte ($n = 15$). Sternchen markieren einen Unterschied mit $p < 0.05$.

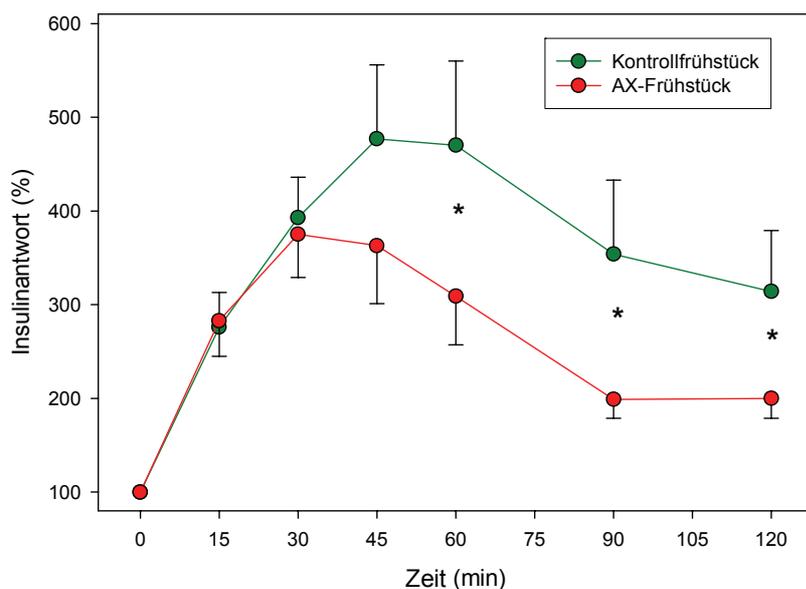


Abb. 2: Postprandiale Insulinwerte bezogen auf die Nüchternwerte (n= 15). Sternchen markieren einen Unterschied mit $p < 0.05$.

5. Diskussion

Weizenprodukte nehmen einen hohen Anteil unserer täglich verzehrten Nahrung ein. Der Wert der vorgelegten Ergebnisse liegt deshalb insbesondere darin, dass Verbindungen des Prozesswassers der Weizenstärkengewinnung in sinnvoller Weise der Ernährung zugeführt werden und dort mit erheblicher prophylaktischer Wirkung gegenüber Gesundheitsschäden eingesetzt werden können. Ziel ist eine über die Ernährung wirkende Prävention der Erkrankungen des metabolischen Syndroms.

Ansatzpunkte sind die Verminderung des postprandialen Blutglukoseanstiegs und infolge dessen die Entlastung des Pankreas durch verminderte Insulinabforderung. Bei gesunden Probanden zeigt sich eine erhöhte Ballaststoffzufuhr zunächst in einer deutlichen Energieverdünnung der aufgenommenen Nahrung. Damit wird bereits beim Gesunden einer überhöhten Energiezufuhr und der Entwicklung von Übergewicht vorgebeugt, denn bei unveränderter Verzehrsmenge vermindert sich dadurch die Energiezufuhr. Beide Einflussgrößen sind aus ernährungsphysiologischer Sicht bedeutend, da es gilt, auch die Folgeerkrankungen, wie Adipositas oder Typ-2-Diabetes, zurückzudrängen.

In diesem Forschungsauftrag haben wir uns deshalb auf gesunde Probanden konzentriert, weil auf der Grundlage der vorhergehenden Ergebnisse (16) abzuleiten

ist, dass die Effektivität des untersuchten Ballaststoffes bei diabetischer Stoffwechsellage und höheren Blutglukosewerten noch höher liegen dürfte. Die gefundene ca. 20%ige Minderung des postprandialen Glukose- und Insulinstiegs schon bei gesunden Personen ist aus ernährungsmedizinischer Sicht von erheblicher Bedeutung. Dabei ist nur wenig von Belang, dass mit dem Produkt der Pilotanlage nur eine tendenzielle Senkung des postprandialen Glukoseanstiegs erreicht wurde. Vielmehr ist bedeutungsvoll, dass sich ein signifikanter insulinsparender Effekt einstellt. Es ist zweifellos empfehlenswert, diese Ballaststoffe bei gleichem Wirkungsgrad in eine Vielzahl von Lebensmitteln einzubringen. Technologische Lösungen sind gefordert und wissenschaftlich ist abzuklären, ob isolierte Ballaststoffzugaben immer so, wie in der vorliegenden Studie gefunden, reagieren, oder ob sich im natürlichen Verbund mit weiteren Lebensmitteln andere Wirkungen ergeben.

6. Zusammenfassung

Lösliche Ballaststoffe aus einem Konzentrat des Prozesswassers der Weizenstärkeindustrie wurden im Technikumsmaßstab und in einem zweiten Schritt über eine Pilotanlage isoliert. 6 g lösliche Ballaststoffe beider Chargen wurden gesunden Probanden in einer Frühstücksmahlzeit von 365 kcal bei gleichem Kohlenhydrat-, Fett- und Eiweißgehalt der Frühstücke und Vergleichsfrühstücke unter standardisierten Bedingungen verabreicht. Die in Brötchen eingebackenen Ballaststoffe beider Chargen verminderten den postprandialen Blutglukose- und Insulinstieg signifikant.

Literatur

1. Lüder W. Lösliche Ballaststoffe und ihre Bedeutung für die Ernährung. *Ernährungsumschau* 1995;42:175-178.
2. Anonymus. Gewinnung und Einsatz von stoffwechselaktiven Ballaststoffpräparaten aus Roggen (*secale cereale*) und Weizen (*triticum aestivum*). Forschungsvorhaben 9448 B: Forschungskreis Ernährungsindustrie, 1995.
3. Deutsche Gesellschaft für Ernährung e.V. Ernährungsbericht. Frankfurt / M, 1992:393.
4. Bruns W, Fiedler, H. Diabetes mellitus. *VitaMinSpur* 2001;16:83-90.
5. Diabetes and Nutrition Study Group of the European Association for Study of Diabetes. Recommendations for nutritional management of patients with diabetes mellitus. *Diab Nutr Metab* 1995;8:186-189.
6. Canadian Diabetes Association. Guidelines for the nutritional management of diabetes mellitus in the 1990's (Position Statement). Beta Release: Canadian Diabetes Association, 1989:8-18.
7. World Health Organisation. Diet, nutrition, and the prevention of chronic diseases. Report of a WHO Study Group. *World Health Organ Tech Rep Ser*, 1990:1-204.
8. Toeller M. Nutritional recommendations for patients with diabetes mellitus 2000 - Nutrition Committee of the German Diabetes Society. *Ernährungs-Umschau* 2000;47:182-+.
9. Tabatabai A, Li S. Dietary fiber and type 2 diabetes. *Clin Excell Nurse Pract* 2000;4:272-6.
10. Chandalia M, Garg A, Lutjohann D, von Bergmann K, Grundy SM, Brinkley LJ. Beneficial effects of high dietary fiber intake in patients with type 2 diabetes mellitus. *N Engl J Med* 2000;342:1392-8.
11. Kimmel SE, Michel KE, Hess RS, Ward CR. Effects of insoluble and soluble dietary fiber on glycemic control in dogs with naturally occurring insulin-dependent diabetes mellitus. *J Am Vet Med Assoc* 2000;216:1076-81.
12. Salmeron J, Manson JE, Stampfer MJ, Colditz GA, Wing AL, Willett WC. Dietary fiber, glycemic load, and risk of non-insulin-dependent diabetes mellitus in women. *Jama-Journal of the American Medical Association* 1997;277:472-477.
13. Toeller M, Buyken AE, Heitkamp G, de Pergola G, Giorgino F, Fuller JH. Fiber intake, serum cholesterol levels, and cardiovascular disease in European individuals with type 1 diabetes. EURODIAB IDDM Complications Study Group. *Diabetes Care* 1999;22 Suppl 2:B21-8.
14. Wursch P, Pi-Sunyer FX. The role of viscous soluble fiber in the metabolic control of diabetes. A review with special emphasis on cereals rich in beta-glucan. *Diabetes Care* 1997;20:1774-80.
15. Meyer KA, Kushi LH, Jacobs DR, Jr., Slavin J, Sellers TA, Folsom AR. Carbohydrates, dietary fiber, and incident type 2 diabetes in older women. *Am J Clin Nutr* 2000;71:921-30.
16. Kalkwarf HJ, Bell RC, Khoury JC, Gouge AL, Miodovnik M. Dietary fiber intakes and insulin requirements in pregnant women with type 1 diabetes. *J Am Diet Assoc* 2001;101:305-10.
17. Hanai H, Ikuma M, Sato Y, et al. Long-term effects of water-soluble corn bran hemicellulose on glucose tolerance in obese and non-obese patients: improved insulin sensitivity and glucose metabolism in obese subjects. *Biosci Biotechnol Biochem* 1997;61:1358-61.
18. McIntosh M, Miller C. A diet containing food rich in soluble and insoluble fiber improves glycemic control and reduces hyperlipidemia among patients with type 2 diabetes mellitus. *Nutr Rev* 2001;59:52-5.
19. Jenkins DJ, Axelsen M, Kendall CW, Augustin LS, Vuksan V, Smith U. Dietary fibre, lente carbohydrates and the insulin-resistant diseases. *Br J Nutr* 2000;83 Suppl 1:S157-63.