

УДК 663.033.2:332.5

**СОСТОЯНИЕ И ПЕРСПЕКТИВЫ РАЗВИТИЯ ПРОИЗВОДСТВА БИОПРОТЕИНА  
НА НОВОПОЛОЦКОМ ЗАВОДЕ БВК**

*д-р техн. наук, проф. Г.Н. АБАЕВ, канд. техн. наук, доц. Р.А. АНДРЕЕВА  
канд. техн. наук, доц. Е.М. ШЕСТОПАЛОВ, канд. техн. наук И.А. ЕЛЬШИНА, Л.П. ШЕВЧЕНКО  
(Полоцкий государственный университет);  
А.М. НИЯКОВСКИЙ, В.А. САВЕЙКО, И.П. КОНОН, Н.И. МАЙОРОВА  
(Новополоцкий завод БВК)*

*Представлена оценка состояния и перспективы развития производства биопротеина из отходов зернопроизводства на Новополоцком заводе БВК. Последовательно рассмотрены все основные стадии производства: гидролиз, ферментация, сгущение и плазмолиз. Показано, что на каждой стадии есть резервы для развития и совершенствования. Высказаны предложения, реализация которых позволит улучшить качество выпускаемой продукции, снизить расходный коэффициент по потребляемому сырью и увеличить производительность завода по товарной продукции в 1,5...2 раза.*

**Введение и постановка проблемы.** Завод БВК, преодолевая трудности, последовательно наращивает производство биопротеина (провита) на основе отходов зернопроизводства, технология которого разработана во ВНИИ «Синтезбелок» (г. Москва). Будущее и настоящее завода во многом зависит от эффективности технологии, энергоёмкости всех стадий производства, величины расходного коэффициента по сырью и от качества получаемого продукта. Перспективность развития производства биопротеина из отечественного сырья, обеспечивающего продовольственную безопасность республики, очевидна для промышленного развития Витебского региона.

Сегодня наращивание мощности производства идёт параллельно с изучением многих ранее неизвестных или недостаточно изученных аппаратурно-технологических особенностей процесса. Несмотря на большой опыт завода в производстве биопротеина из парафинов нефти, ряд стадий, и в первую очередь ферментацию и сгущение, приходится изучать заново, так как кинетические закономерности ферментации и сгущения суспензии провита из отходов зернопроизводства значительно отличаются от закономерностей производства паприна (БВК) из парафинов нефти. Отличаются и условия ферментации, и условия сгущения суспензии, поступающей на сушку. Отметим, что многие важные закономерности промышленной ферментации оставались неизученными и в производстве паприна. К ним следует отнести:

- возможность и целесообразность работы со 100 % конверсией сырья;
- оптимальную подачу кислорода и перемешивание по секциям ферментёра;
- возможность и целесообразность повторного использования отработанного воздуха и др.;
- возможность разложения целевого продукта (белка) в ферментёре.

Начало исследований некоторых из перечисленных закономерностей относится к концу 1980 годов, выполненных кафедрой «Химическая техника» Полоцкого государственного университета\*. Однако работы завода БВК на парафинах нефти не были доведены до конца из-за реорганизации производства.

В настоящее время многие нерешенные ранее вопросы приобрели особую актуальность из-за обострившихся проблем ресурсоэнергосбережения.

С целью усовершенствования производства кафедра химической техники УО «ПГУ» совместно с заводом БВК выполнили цикл научных работ (2005 – 2007 гг.) по определению основных направлений его развития\*\*.

Производство провита включает ряд последовательных, взаимосвязанных стадий: подготовку сырья, гидролиз, ферментацию, сгущение суспензии, плазмолиз перед сушкой, сушку и стадию выпуска готовой продукции. Для реализации рекомендаций по развитию производства провита необходимо учитывать особенности взаимосвязей всех его стадий.

**Анализ стадий гидролиза и ферментации, сгущения и плазмолиза**

Процесс гидролиза сырья изучался в лабораторных условиях. Этот цикл работ был связан с тем, что при увеличении нагрузки (протока) на ферментёр до 60 т/ч и более гидролизата в нем отмечалось сни-

\* Исследование и реконструкция ферментёра с целью уменьшения газовоздушных выбросов и снижения энергозатрат: отчет о НИР (заключ.) / Новополоцк. политех. ин-т; рук. Г.Н. Абаев. – Новополоцк, 1990. – ХД № 9004.

\*\* Модернизация ферментера с целью улучшения его технико-экономических показателей: отчет о НИР / Полоцк. гос. ун-т; рук. Г.Н. Абаев. – Новополоцк, 2007. – ХД № 25196.

жение содержания сахаров. На первом этапе исследовалась связь между размером гидролизующихся частиц зерносмеси и выходом сахаров.

Изучение влияния фракционного (гранулометрического) состава зерносмеси на показатели процесса гидролиза проводилось в лаборатории завода БВК. Стандартными методами анализировались выход редуцирующих веществ (РВ) (сумма сахаров) и выход моносахаров (РВИ). Рассев зерносмеси на фракции и определение ее фракционного состава изучался в лабораториях университета. Гидролиз зерносмеси выполнялся для размеров частиц более 2 и менее 2 мм.

Для частиц размером более 2 мм были получены следующие результаты:

- выход РВ составил 37,5 кг/м<sup>3</sup>;

- выход РВИ – 3 кг/м<sup>3</sup>;

- отношение РВ/РВИ = 12,43.

Для частиц размером менее 2 мм:

- РВ составил 60 кг/м<sup>3</sup>;

- РВИ – 16 кг/м<sup>3</sup>;

- отношение РВ/РВИ = 3,75.

Аналогичные исследования были проведены на зерновой смеси других фракций (табл. 1).

Таблица 1

Результаты гидролиза зерновой смеси

Размер частиц, мм	РВ, кг/м <sup>3</sup>	РВИ, кг/м <sup>3</sup>	РВ/РВИ
Более 1,25	50	17,6	2,84
0,6...1,25	51	41,4	1,24
0,3...0,6	42	32	1,31
0,14...0,3	44,6	36	1,24
Менее 0,14	77	68	1,13

Как видно из приведенных данных, уменьшение размера зерна приводит к увеличению степени его гидролиза. Особенно заметно увеличение в составе гидролизата РВИ.

Однако из результатов данных экспериментов было не ясно, какое влияние оказывает размер зерносмеси и ее состав на эффективность гидролиза. Поэтому специально был проведен эксперимент с дополнительным размолом наибольшей по объёму фракции ( $d_v$ ), 0,3...0,6 мм.

Результаты гидролиза на фракции частиц размером менее 0,14 мм (см. табл. 1), выделенной из фракции 0,3...0,6 мм, показали следующие результаты: РВ = 65 кг/м<sup>3</sup>; РВИ = 60 кг/м<sup>3</sup>; содержание сухого вещества в суспензии (АСВ) составило 9,8 %; крахмал = 64 кг/м<sup>3</sup>; РВ/РВИ = 1,083.

Полученные данные свидетельствуют, что увеличение степени гидролизованности связано исключительно с фракционным размером частиц, а не с составом зерносмеси в различных фракциях, т.е. объясняется снижением внутридиффузионных ограничений гидролиза при уменьшении размеров частиц зерносмеси. Все эксперименты проводились при АСВ 9...10 %.

Полученные результаты позволили сделать следующие выводы:

1) фракционный состав зерносмеси существенно влияет на выход суммы сахаров и особенно на выход моносахаров. Если с уменьшением размеров частиц зерносмеси от 2 до 0,14 мм выход сахаров увеличивается примерно в 1,4...1,5 раза, то для зерен размером менее 0,14 мм выход моносахаров увеличивается примерно в 3...4 раза;

2) увеличение выхода сахаров и моносахаров при уменьшении размера частиц объясняется устранением внутридиффузионных ограничений при гидролизе, так как положительный эффект достигается измельчением крупных частиц.

В таблице 2 приведены данные, иллюстрирующие гидролиз в ферментёре при увеличении производительности и росте протока на стадиях гидролиза и ферментации. Эти данные были получены в производственных условиях.

С ростом нагрузки (протока) до 60 и более т/ч при идентичном сырье содержание сахаров в гидролизате падает с 50...60 до 34...35 кг/м<sup>3</sup> и гидролиз частично протекает в ферментёре, что видно из таблицы 2. Аналогичные закономерности отмечены и по среднемесячным данным (табл. 3).

Таким образом, результаты работы стадии гидролиза зависят от нагрузки (протока, производительности), влияют на ферментацию и могут быть радикально улучшены за счёт уменьшения размеров частиц зерносмеси (менее 0,5 мм), что не исключает возможность улучшения работы стадии за счёт изменения режима на самой стадии гидролиза.

**Ферментация** изучалась в два этапа: на исходных и повышенных нагрузках в ходе специально проведенных обследований. Обследование ферментёра проводилось с целью определения кинетических характеристик процесса ферментации в производственных условиях и их зависимости от протока по суб-

страту. В ходе обследований из секций ферментёра отбирались пробы, в которых определялись АСВ, РВ, РВИ и белок в АСВ. На первом этапе было проведено 5 обследований при различных, сравнительно невысоких (30...60 т/ч) нагрузках по сырью (стадия сгущения суспензии, подаваемой на сушку на этом этапе, только начинала работать). Результаты обследований ферментёра на первом этапе представлены на рисунках 1 – 3.

Таблица 2

## Гидролиз сырья в ферментёре

№ опыта	Проток, т/ч	РВ <sub>0</sub> , кг/м <sup>3</sup>	АСВ <sub>к</sub> , %	Б <sub>к</sub> , %	0,1АСВ <sub>к</sub> ·Б <sub>к</sub> , кг/м <sup>3</sup>	РВ <sub>к</sub> , кг/м <sup>3</sup>	Σ, кг/м <sup>3</sup> , гр. 6 + гр. 7	Δ, кг/м <sup>3</sup> , гр. 3 – гр. 8
1	2	3	4	5	6	7	8	9
1	30	47,5	7,4	46	34,04	6	40,04	7,46
2	45	49,3	6,83	–	–	5,8	–	–
3	45	58	8,1	46,2	37,42	9,1	46,52	11,48
4	60	33,5	7,3	37,4	27,03	4,6	31,63	1,87
5	60	42	7,3	35,7	26,06	6,2	32,26	9,74
6	65	44	7,7	51,6	39,73	8,4	48,13	–4,13
7	70	35	7,9	38,8	30,65	10,7	41,35	–6,35
8	>70	34	7,5	42,2	31,65	8,4	40,05	–6,05

РВ<sub>0</sub> – начальная концентрация РВ, поступающих в ферментер; АСВ<sub>к</sub> – конечное содержание сухого вещества в суспензии; Б<sub>к</sub> – конечное содержание белка; РВ<sub>к</sub> – конечная концентрация РВ.

Таблица 3

## Иллюстрация гидролиза сырья в ферментёре при различных (протоках) нагрузках по сырью по среднемесячным данным

2006 год, месяцы	Проток, т/ч	РВ <sub>0</sub> , кг/м <sup>3</sup>	РВИ <sub>0</sub> , кг/м <sup>3</sup>	АСВ <sub>0</sub> , %	АСВ <sub>Ф</sub> , %	РВ <sub>Ф</sub> , кг/м <sup>3</sup>	Б, %	0,1Б×АСВ <sub>Ф</sub> , кг/м <sup>3</sup>	Σ, кг/м <sup>3</sup> , гр. 7 + гр. 9	Δ, кг/м <sup>3</sup> , гр. 3 – гр. 10
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Май	53	37	9	9,7	7,6	7,8	41	31,16	38,96	–1,96
Июнь	61,6	35	10	10,5	8,1	6,9	39	31,59	38,49	–3,49
Июль	67	35	12	9,8	8,2	7	41	33,62	40,62	–5,62
Август	72	34	8	10	8	7,8	41	32,8	40,6	–6,6
Сентябрь	74	34	6	10,1	7,4	6	41	30,34	36,34	–2,34

АСВ<sub>0</sub>, АСВ<sub>Ф</sub> – содержание абсолютно сухого вещества начальное и на выходе из ферментёра соответственно.

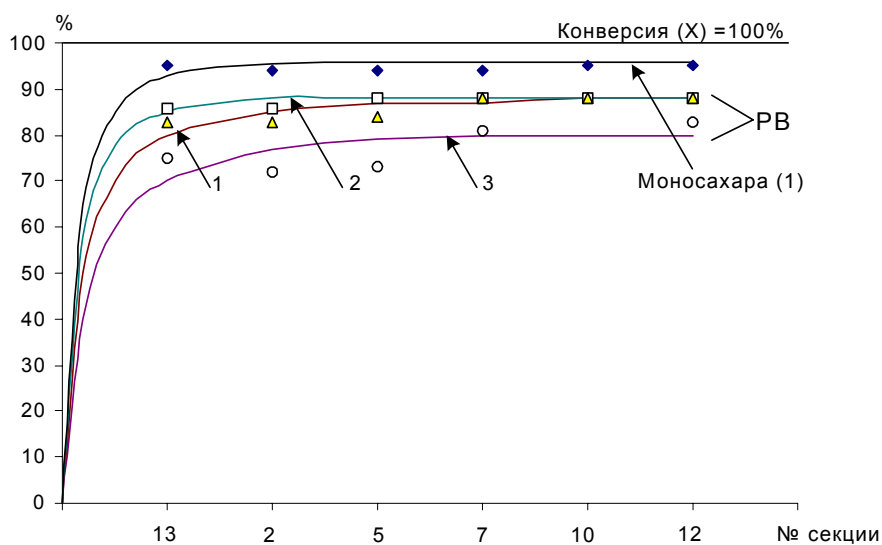


Рис. 1. Изменение конверсии (X) по секциям ферментёра: 1, 2, 3 – номера обследований

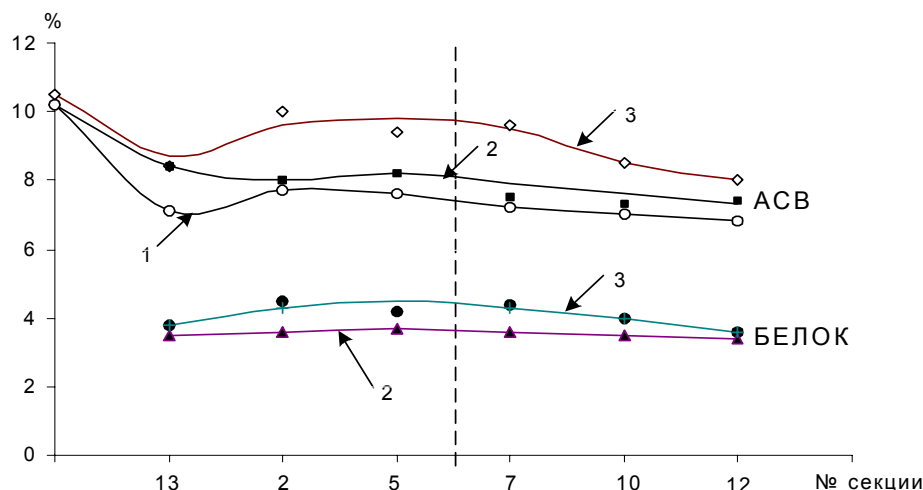


Рис. 2. Изменение АСВ и выхода белка по секциям ферментера:  
1 – 3 – номера обследований

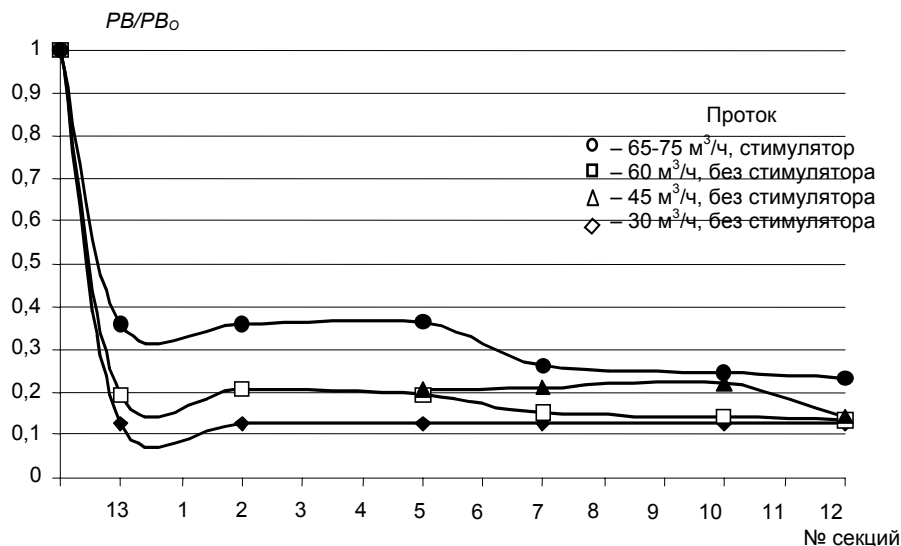


Рис. 3. Расход сахаров в ферментере  
при различных протоках со стимулятором и без стимулятора

Из представленных данных видно (см. рис. 1 – 3):

- основная конверсия сахаров и тем более моносахаров достигается в первых по ходу секциях ферментёра;
- во второй части ферментёра имеет место разложение белка.

Следующее обследование ферментёра было проведено при повышенных протоках и пониженном содержании сахаров на входе в ферментёр. Одной из основных задач на этом этапе развития производства стало улучшение качества провита (увеличение содержания белка по Барштейну).

Одновременно заводом решались задачи наращивания производства провита, что было невозможно реализовать без увеличения степени сгущения суспензии, поступающей на плазмоллиз и сушку. Все эти задачи решались различными, в первую очередь технологическими, службами завода совместно с лабораторией и ВНИИ «Синтезбелок».

Увеличение степени сгущения суспензии на производстве неизбежно связано с ростом рецикла отработанной культуральной жидкости (ОКЖ) на стадию гидролиза. Рост рецикла ОКЖ привёл к последовательному изменению (снижению) содержания сахаров, поступающих на стадию ферментации со стадии гидролиза (табл. 4, 5).

Таблица 4

Снижение потерь истинного белка с увеличением протока и снижением сахаров на входе в ферментёр  
(по данным обследований)

Проток т/ч	$PВ_0$ , кг/м <sup>3</sup>	ВБ-2 в секции 5, т/ч	ВБ-2 в секции 12, т/ч	ΔВБ-2, т/ч гр. 3 – гр. 4
1	2	3	4	5
645	58	2,453	2,264	0,189
60	33,5	2,2718	2	0,2718
60	42	2,0418	1,81	0,2318
65	44	3,0324	2,479	0,5534
70	35	2,361	2,378	-0,017
> 70	34	2,044	2,0475	-0,0035

Таблица 5

Изменение  $PВ/PВ_0$  по секциям ферментёра при различных протоках

№ опыта	Дата	Проток м <sup>3</sup> /ч	$PВ_0$	Секция 13		Секция 2		Секция 5	
				$PВ$	$PВ/PВ_0$	$PВ$	$PВ/PВ_0$	$PВ$	$PВ/PВ_0$
1	9.02.05	30	47,5	6	0,126	6	0,126	6	0,126
2	10.01.05 – 13.01.05	45	49,3	7,6	0,154	7,82	0,158	7,2	0,146
3	21.02.05	45	58	13,6	0,234	15,1	0,26	14,4	0,248
Среднее по опытам 2 и 3					0,194		0,209		0,197
4	17.03.05	60	33,5	–	–	–	–	5,2	0,155
5	18.03.05	60	42	–	–	–	–	11,1	0,264
Среднее по опытам 4 и 5									0,2095
6	28.09.06	65	44	8,2	0,186	9,2	0,209	9	0,2045
7	04.10.06	70	35	17,7	0,5057	17,5	0,5	18,7	0,534
8	09.10.06	> 70	34	11,7	0,344	12,4	0,365	11,9	0,35
Среднее по опытам 6, 7 и 8					0,362		0,359		0,363

Окончание таблицы 5

№ опыта	Дата	Проток м <sup>3</sup> /ч	$PВ_0$	Секция 7		Секция 10		Секция 12	
				$PВ$	$PВ/PВ_0$	$PВ$	$PВ/PВ_0$	$PВ$	$PВ/PВ_0$
1	9.02.05	30	47,5	6	0,126	6	0,126	6	0,126
2	10.01.05 – 13.01.05	45	49,3	5,8	0,118	5,8	0,118	5,8	0,118
3	21.02.05	45	58	10,7	0,184	–	–	6,1	0,1568
Среднее по опытам 2 и 3					0,151		–		0,1374
4	17.03.05	60	33,5	5,8	0,173	4,8	0,143	4,6	0,137
5	18.03.05	60	42	10,4	0,248	12,6	0,3	6,3	0,15
Среднее по опытам 4 и 5					0,2105		0,2215		0,1435
6	28.09.06	65	44	7,3	0,1659	–	–	6,2	0,1409
7	04.10.06	70	35	12,4	0,354	–	–	10,7	0,3057
8	09.10.06	> 70	34	9,2	0,27	–	–	8,4	0,247
Среднее по опытам 6, 7 и 8					0,263		–		0,2312

Продолжим анализ по результатам всех обследований ферментёра. Рассмотрим рисунок 4, где представлена зависимость выхода белка (ВБ) на пропущенное сырьё в зависимости от параметра  $\frac{PВ_0 \cdot ACВ_0}{W}$ , аналога критерия контакта ( $KO$ ) [3]. Физический смысл  $KO$  – мера отношения времени контакта ( $1/W$ ) ко времени реакции ( $ACВ_0 \cdot PВ_0$ ).

Рисунок 4 составлен по данным всех 8 обследований (при повышенных и пониженных протоках). Как видно из рисунка 4, при режимах, начиная с августа 2006 года (высокие протоки, низкое содержание сахаров в поступающем сырье), максимальный выход целевого продукта совпадает с его выходом в секции № 12 (отмечено пунктиром), т.е. в этом режиме разложение белка в ферментёре отсутствует. В то же время потери белка растут с ростом критерия контакта (рост расхождения пунктирной и сплошной линий с ростом критерия  $KO$ ). Эта закономерность характерна для всех реакций, идущих с разложением целевого продукта.

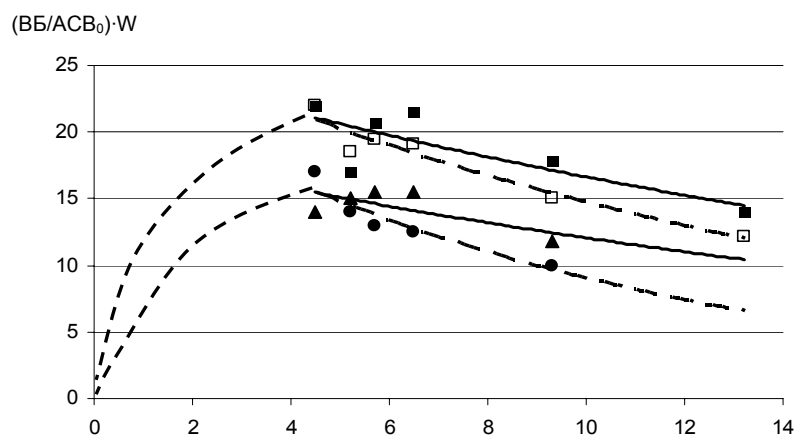


Рис. 4. Выход белка (ВБ) на  $ACB_0$  в зависимости от параметра  $\frac{PB_0 \cdot ACB_0}{W}$

Из анализа представленных результатов следует:

- ферментация зависит от степени гидролизованности сырья и во всех случаях протекает наиболее интенсивно в 1-й по ходу секции ферментёра (секции № 13);

- по секциям ферментёра может иметь место не только нарастание содержания белка, но и его разложение, что зависит от степени гидролизованности сырья и величины потока. При потоке менее 60 т/ч и содержании сахаров в гидролизате более 40...50 кг/м<sup>3</sup> для предотвращения разложения белка число секций ферментёра может быть сокращено вдвое;

- при разложении белка в первую очередь разложению подлежит истинный белок.

Выбор оптимальных условий ферментации должен учитывать все вышеперечисленные факторы, которые должны быть скорректированы при уменьшении размера частиц в зерносмеси в суспензии, поступающей на гидролиз.

Исследования **стадии сгущения** проводились в лабораториях университета, а также на заводе БВК (по среднемесячным данным).

Изучение сгущения центрифугированием в лаборатории показало:

- в поле центробежных сил возможно сгущение суспензии в осадке до  $ACB$  18...20 %;
- сгущение суспензии наиболее интенсивно протекает первые две минуты пребывания суспензии в центробежном поле;

- сгущение суспензии носит последовательный характер: сначала оседают отруби, а затем белок.

Эти выводы были специально проверены в эксперименте с отдельным центрифугированием.

Эксперимент осуществлялся следующим образом: проводилось центрифугирование в течение 15 с; отбирался осадок темного цвета (предположительно непрореагировавшие отруби:  $ACB_{15}$  – 15,5 %) и фугат – 5,3 %.

Таким образом, на первой стадии степень сгущения составила:

$$\frac{ACB}{ACB - ACB_{\phi}} = \frac{15,5}{15,5 - 5,3} = 1,52.$$

Далее фугат еще раз подвергался центрифугированию в течение 2-х мин. Был получен бело-желтый осадок с  $ACB$  13,9 % и фугат с  $ACB$  2,8 %. На второй стадии степень сгущения составила:  $13,9/5,3 = 2,62$ .

Таким образом, показана возможность не только сгущения суспензии, выходящей из ферментёра, но и разделения сгущенной суспензии на две части:

- 1-я часть – с долей объема  $V_{15}$  за 15 с, равной 0,2...0,25 (отруби);

- 2-я часть – за последующие 1,5...2 минуты с долей объема  $V_2$  0,15...0,2 (белок).

В этих же экспериментах было показано, что фугат может содержать 3...4 %  $ACB$ , в котором содержание белка может составлять 50...60 %.

Такие же результаты по составу фугата и содержанию в нём белка были получены и на заводе.

Таким образом, потери белка с фугатом могут быть одной из основных причин пониженного качества готовой продукции.

По мере освоения на заводе стадии сгущения (начиная с марта 2005 года) наблюдался рост расходного коэффициента по сырью (РКС), что привело к необходимости рецикла фугата на стадию гидролиза. Рецикл фугата позволил несколько снизить РКС, однако чаще стали возникать проблемы низкого содержания истинного белка в готовом продукте.

Очевидно, что принципиально возможное сгущение центрифугированием суспензии до 15...16 % при существующей на заводе ситуации нереально из-за потерь белка, и в первую очередь истинного белка, с фугатом.

Были проработаны несколько вариантов выделения белка из фугата методом ультрафильтрации и даны рекомендации заводу [2, 3]. Дальнейшее совершенствование стадии сгущения (без чего развитие производства практически невозможно) должно осуществляться как в направлении выделения белка из фугата, так и в улучшении характеристик самого сгущения за счёт использования приемлемых коагулянтов, подбора pH и др.

Расходный коэффициент по сырью при работе на режимах с повышенной нагрузкой по сырью (60...70 м<sup>3</sup>/ч) должен быть на 10...20 % ниже, чем это было при протоке (30...45 м<sup>3</sup>/ч), так как в таком режиме потерь белка в ферментёре практически нет, но при этом возрастают потери белка с фугатом из-за рецикла фугата, возрастающего с ростом протока.

**Плазмолиз и сушка.** Необходимая для прекращения жизнедеятельности живых клеток стадия плазмолиза в производстве провита энергетически организована нецелесообразно. Суспензия перед её поступлением на сушку обрабатывается острым водяным паром в течение 1-го часа при температуре 80...90 °С. Очевидно, что такой способ обработки суспензии (острым водяным паром) приводит к её разбавлению за счёт разбавления суспензии конденсатом водяного пара. По мнению специалистов завода БВК, такой способ плазмолиза был выбран из-за загрязнения теплопередающей поверхности суспензии при организации нагрева суспензии через поверхность. Совмещение плазмолиза со стадией сушки, где температура товарного продукта составляет 140...150 °С, не используется из-за невозможности обеспечить необходимое фиксированное время пребывания в зоне плазмолиза.

Рассмотрим тепловой баланс и разбавление суспензии на стадии плазмолиза. Если считать плазмолиз острым паром адиабатическим процессом без тепловых потерь, то тепловой баланс стадии плазмолиза можно записать как

$$G_{\Pi} \Delta i_{\Pi} = G_C C_C \Delta t_C,$$

где  $G_{\Pi}$  – расход пара, кг/ч;  $G_C$  – расход суспензии, кг/ч;  $\Delta i_{\Pi}$  – расход водяного пара, кДж/кг;  $\Delta t_C$  – изменение температуры на стадии плазмолиза, °С;  $C_C$  – теплоемкость суспензии, кДж/кг·°С.

Откуда  $G_{\Pi} = G_C C_C \Delta t_C / \Delta i_{600}$ ;  $\Delta t_C = 90 - 30 = 60$  °С.

Примем  $G_C = 60$  т/ч =  $6 \cdot 10^4$  кг/ч, тогда  $G_{\Pi} = (6 \cdot 10^4 \cdot 1 \cdot 60) / 600 = 6000$  кг/ч.

Концентрацию суспензии  $X$  можно найти по материальному балансу:

$$G_C C_C = X(G_C + G_{\Pi}),$$

$$X = G_C C_C / G_C + C_{\Pi} = C_C \times \frac{1}{1 + C_{\Pi} / G_C}; \quad C_{\Pi} / G_C = 6 / 60 = 0,1; \quad X = C_C / 1,1,$$

т.е. суспензия на стадии плазмолиза разбавляется приблизительно на 10 %.

Если  $C_C = 7$  %, после стадии плазмолиза концентрация будет 6,36 %.

Из приведенных оценок видно, что на стадии плазмолиза важно избегать тепловых потерь. Тепловые потери всегда будут вызывать большое разбавление суспензии и большие энергозатраты на сушке. Естественно, снижение температуры плазмолиза приведет к снижению энергозатрат. Как показал эксперимент в НТЦ, плазмолиз при времени контакта 1 ч можно проводить при 80 °С, а не при 90 °С. При этом расход острого пара сократится в 1,2 раза и составит 5 т/ч, вместо 6 т/ч.

При использовании данных эксперимента в промышленных условиях необходимо учитывать, что плазмолиз в аппарате периодического действия (как это было в лаборатории) эквивалентен аппарату идеального вытеснения непрерывного действия. Поэтому нельзя допускать сохранения выбранного времени пребывания (1...2 ч) при параллельной обвязке аппаратов. Аппараты плазмолиза должны быть обвязаны последовательно (рис. 5).

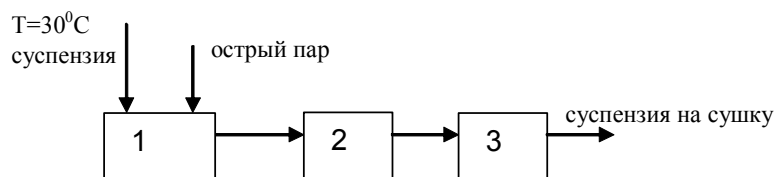


Рис. 5. Схема последовательной обвязки аппаратов плазмолиза

Наиболее радикально улучшить энергетические характеристики стадии плазмолиза возможно, если бы удалось перенести плазмолиз после сушки, не применяя острый пар, а осуществлять плазмолиз после сушки, используя тепло высушенного продукта. Для этого необходимо предварительно проверить такой плазмолиз в лаборатории, а также решить вопросы аппаратурно-технологического оформления этого узла, кроме того на стадии сушки есть свои узкие места и проблемы, которые необходимо будет решать.

В результате выполненных исследований формулируем **выводы и рекомендации по усовершенствованию производства**. Прежде всего необходимо отметить, что практически все стадии содержат резервы и их усовершенствование позволит значительно улучшить технико-экономические показатели производства. Для достижения успеха необходимо, по возможности, точно сформулировать последовательность реализуемых предложений так, чтобы можно было чётко видеть эффект от их реализации:

- улучшение работы стадии сгущения (подбор коагулянтов, рН и др.), внедрение ультрафильтрации белка из фугата позволит улучшить качество провита за счёт повышения в нём белка по Барштейну, снизить расходный коэффициент по сырью, позволит проводить дальнейшее сгущение суспензии и не будет вызывать ограничений по другим стадиям производства;

- переход на работу с более мелким размером частиц зерносмеси (менее 0,5 мм) повлияет на все стадии производства, может изменить кинетику гидролиза, ферментации, сгущения и др., однако удаление и возврат в производство белка из фугата приведут к положительным результатам;

- работа с выделением белка из фугата на мелких частицах зерносмеси потребует уточнения вновь оптимальных режимов работы на всех стадиях;

- выбор оптимальных условий при работе на мелких частицах зерносмеси позволит добиться полноты ферментации и в конечном итоге снизит расходный коэффициент по сырью, позволит значительно увеличить производительность и снизить энергозатраты;

- при удачном решении организации плазмолиза продукта после сушки, с использованием тепла сушки, возможно исключить потери острого пара на стадии плазмолиза и повысить концентрацию в суспензии, поступающей на сушку;

- апробация ранее изготовленного струйного аэратора ввода сырья [4] практически не может повлиять отрицательно на развитие производства, освоение ферментёра № 12 с эрлифтными аэраторами и приобретение погружного датчика для анализа растворённого кислорода по секциям ферментёра. Однако эти действия могут оказаться очень полезными при определении оптимальных режимов и организации оптимальной ферментации.

Успешное выполнение всех вышеперечисленных рекомендаций позволит:

- снизить расходный коэффициент по сырью до 1,1...1,15;

- увеличить производительность производства;

- снизить приведённые энергозатраты в 1,5...2 раза;

- улучшить качество выпускаемой продукции.

## ЛИТЕРАТУРА

1. Бильдюкевич, А.В. Ультрафильтрация в процессах очистки воды / А.В. Бильдюкевич // Журнал ВХО им. Менделеева. – 1990. – Т. 35, № 1. – С. 88 – 96.
2. Касперчик, В.П. Разделение гибкоцепных полимеров в тонкодисперсных ультрафильтрационных мембранах / В.П. Касперчик, А.Л. Яскевич, А.В. Бильдюкевич // Коллоидный журнал. – 2003. – Т. 65, № 5. – С. 632 – 635.
3. Абаев, Г.Н. Моделирование и оптимизация технологических процессов и оборудования / Г.Н. Абаев, О.Н. Жаркова. – Новополюк: ПГУ, 2007.
4. Сафронова, Е.В. Моделирование процесса переноса при струйном аэрировании: автореф. дис. ... канд. техн. наук / Е.В. Сафронова. – Новополюк: ПГУ, 2004.

Поступила 26.11.2007