

ИСХОДНЫЕ ДАННЫЕ НА КУРСОВОЕ ПРОЕКТИРОВАНИЕ ПРОИЗВОДСТВА L-ЛИЗИНА.

СОДЕРЖАНИЕ

1	Вступление	-	1
2	Технико-экономическое обоснование рекомендуемого метода производства.	-	5
3	Нормативно-техническая документация на готовую продукцию, сырьё и промежуточные материалы.	-	7
4	Математическое описание технологических процессов и аппаратов	-	7
5	Принципиальная технологическая схема производства.	-	8
6	Краткое описание технологического процесса	-	9
7	Рекомендации по выбору основного технологического оборудования	-	12
8	Описание стадий процесса на мелассе	-	14
9	Материальный баланс получения лейциновой жидкости	-	18
10	Материальный баланс производства азотно-углеводного компонента питательных сред	-	20
11	Материальный баланс очистки мелассы	-	22
12	Материальный баланс процесса гидролиза БВК	-	22
13	Материальный баланс полупериодического биосинтеза лизина из глюкозы	-	23
14	Материальный баланс процесса получения гидролизата биомассы продуцента	-	24
15	Материальный баланс процесса получения кормового кристаллического лизина	-	26
16	Материальный баланс полупериодического биосинтеза лизина из мелассы	-	27
17	Материальный баланс процесса получения кормового кристаллического лизина из культуральной жидкости после биосинтеза из мелассы	-	29
18	Физико-химические и теплофизические свойства промежуточных, побочных, конечных продуктов и отходов производства	-	31
19	Перечень нормативной документации	-	33

1. ВСТУПЛЕНИЕ

В последние годы в Российской Федерации резко сократилась продукция животноводства и, как следствие этого, возрос до недопустимых размеров импорт мясопродуктов.

Одной из причин уменьшения производства мясопродуктов является ухудшение качества кормов и повышение их стоимости, что вызвано практически полной остановкой предприятий производивших кормовой белок в силу их неконкурентоспособности при изменившейся структуре цен. Сегодня кормовой белок почти полностью импортируется.

Однако, есть альтернативное решение проблемы повышения качества кормов. Известно, что дефицит белка может быть компенсирован введением в корма незаменимых аминокислот, причем в первую очередь устраняется дефицит аминокислоты, находящейся в относительном минимуме, затем следующей – и так далее, т.к. привесы определяются не общим содержанием белка, а именно по содержанию наиболее дефицитной незаменимой аминокислоты в нем. Порядок лимитирования определяется применяемыми компонентами кормов и потребностями в аминокислотах у животных и птицы. Аминокислотный состав кормовых ингредиентов и потребности в различных аминокислотах хорошо изучены и давно известны.

Так, для зерна злаковых и всех сельскохозяйственных животных и птицы лимитирующими аминокислотами являются метионин, лизин, триптофан и треонин.

В настоящее время в России в сельском хозяйстве птицеводство является ведущей отраслью. При кормлении птицы первой лимитирующей аминокислотой является лизин, второй - метионин, который производится как в России, так и за рубежом методом химического синтеза, и в достаточных количествах поступает на российский рынок.

Эффект применения незаменимых аминокислот, в частности L- лизина, основывается на том, что белок зерновых – основного компонента кормов для сельскохозяйственных животных и птицы – имеет неблагоприятный состав, образующих его аминокислот. Одна из них - **L- лизин** – находится в дефиците и не может быть синтезирована в организме животного.

Обычно дефицит устраняется внесением в рацион т.н. «протеиновых» (белковых) добавок, богатых L- лизином – таких, как рыбная и мясокостная мука, соевый и подсолнечниковый шрот, гидролизные и кормовые дрожжи. Однако дефицит, как было сказано выше, можно устранить и просто введением в корм соответствующего количества кристаллического L- лизина.

В развитых странах в последнее время потребление L- лизина интенсивно растет – 12-15% прироста ежегодно – и приблизилось сегодня к 500 тыс.т./год. До начала экономических реформ СССР являлся крупнейшим производителем L- лизина (до 1/3 мирового производства в середине 80-х годов).

В СССР была создана технология производства и введено в эксплуатацию несколько крупных предприятий (в России, Латвии, Армении, Казахстане и на Украине). Были разработаны различные варианты ведения процесса биосинтеза, в том числе и непрерывный, освоена технология получения кристаллического L- лизина. В последнее время технология производства L- лизина значительно усовершенствована, разработаны и используются для целей управления математические модели, применяются современные мембранные методы и безотходные и энергосберегающие технологии.

Ниже приводятся основные характеристики предлагаемой технологии и её краткие технико-экономические показатели.

L- лизин получается в результате микробиологического синтеза специально созданными для этой цели штаммами микроорганизмов, в том числе и в СССР. Биосинтез осуществляется в асептических условиях при аэрации и перемешивании и непрерывной подаче стерильной питательной среды, содержащей источники углерода и азота, а также питательные соли.

Концентрация L- лизина в выходящей жидкости, в зависимости от конструкции используемого аппарата, - 80-100 г/л.

В качестве источника углерода может применяться любое сырьё, содержащее сахарозу или глюкозу (меласса, сахар-сырец, глюкозный сироп).

Предлагаемый проект предусматривает также использование, по желанию заказчика, в качестве сырья пшеницы или кукурузы. В этом случае из зерна извлекается часть крахмала, которая, после гидролиза до глюкозы, используется в биосинтезе L- лизина.

Остаток, после устранения в белке зерна дефицита L- лизина добавлением содержащих L- лизина отходов производства реализуется в качестве высококачественного корма.

Полученная после биосинтеза L- лизина жидкость далее обрабатывается с целью удаления биомассы микроорганизмов – продуцентов L- лизина и высокомолекулярных соединений.

Если в качестве сырья используется меласса, производится дальнейшая очистка с помощью ионного обмена. Для этого L- лизин сорбируется на смоле, а затем смывается с неё аммиаком. После упаривания очищенного раствора L- лизин кристаллизуется, отделяется от маточника центрифугированием и высушивается.

Получаемый кристаллический L- лизин имеет форму безводного L- лизин-моноклоргидрата. Он содержит не более 1.5% примесей и 1% влаги. По содержанию тяжелых металлов и обсеменённости он удовлетворяет требованиям, предъявляемым в РФ к кормовым препаратам.

Кроме кристаллического L- лизина получают ещё и побочные продукты. Их краткая характеристика и удельное производство на 1 т кристаллического L- лизина приводятся в таблице 1.

Таблица 1.

Вид сырья	Зерно	Зерно, сахар-сырец, крахмал, глюкозный сироп	Меласса
1	2	3	4
Тип побочного продукта	Кормосмесь	Кормовой концентрат лизина	Сухой отход

1	2	3	4
Выход, т./т. кристаллического лизина	4.8	0.3	1.9
Содержание солянокислого L-лизина, %, не менее	1	50	1.2
Массовая доля влаги, %, не более	14	5	5
Содержание общего азота, %	3	8	9-10
- в том числе аминный азот, %	3	8	0.8 – 0.9
Содержание сырого протеина, %	19	8	5 - 6
Массовая доля золы, %, не более	6	2	35
- в том числе			
K ₂ O	1.1 – 1.2	-	8 - 9
Cl	0.3 – 0.4	10	17 - 18

Разработанный процесс характеризуется нормами расхода основного сырья и энергоносителей на тонну кристаллического лизина, приведенными в таблице 2.

Таблица 2.

Вид сырья		Зерно	Сахар-сырец	Глюкозный сироп	Меласса
Статьи расхода	Ед.изм.				
1	2	3	4	5	6
Источник углерода	т	13.5	3.3	3.7	5.5
Водный аммиак, 25%	т	1.1	1.1	1.1	1.5
Соляная кислота, 36%	т	0.8	0.8	0.8	1.0
Серная кислота, 98%	т	0.4	0.4	0.4	0.4
Смола ионообменная	кг	-	-	-	9
Электроэнергия	Мвт-ч.	8.2	6.5	6.5	7.5
Технологический пар	Гкал	14	2	2	4.5
Свежая вода	м ³	4	3	3	2

В таблице 3 приводятся затраты на основное технологическое оборудование и его монтаж в зависимости от применяемого сырья. В качестве базиса принята мощность установки 2000 т кристаллического лизина в год. При увеличении мощности установки удельные капитальные затраты на единицу мощности будут снижаться.. Приведенные данные являются средними и должны уточняться в зависимости от конкретных свойств сырья и технических условий в точке размещения производства.

Таблица 3.

Вид сырья	Зерно	Сахар-сырец, глюкозный сироп	Меласса
Капиталовложения, \$ млн.	3.55	2.8	3.25

В предлагаемом проекте управление технологическими операциями осуществляется микропроцессорами с помощью математических моделей автоматически и в режиме «советчи-ка» на основе текущих данных о процессе и о предшествующих операциях путем применения самообучающихся программ оптимального управления.

2. Техничко-экономическое обоснование рекомендуемого метода производства.

(на примере ОАО «Истра-хлебопродукт»)

ОАО «Истра-хлебопродукт» в настоящее время выпускает, в основном, комбикорма для бройлеров и кур-несушек

Соотношения зерновых в этих комбикормах приводится в таблице 4.

Таблица 4.

Вид зерновых	Соотношение, %	
	Куры	Бройлеры
Кукуруза	75	69
Пшеница	15	17
Ячмень	10	14

Полученные зерновые смеси далее балансируются подсолнечниковым шротом до содержания сырого протеина, отвечающего нормам, принятым по рекомендациям МНТЦ «Племптица» и ВНИТИП.

Несмотря на это, полученные комбикорма оказываются дефицитными по таким аминокислотам, как лизин, метионин, треонин и триптофан. Дефицит этих аминокислот в произведенных кормах по сравнению с потребностями, установленными нормами ВНИИТИП.

Таблица 5.

Назначение корма	Дефицит аминокислот, г/кг			
	Лизин	Метионин	Треонин	Триптофан
Куры-несушки	2,77	1,37	-	0,16
Бройлеры	4,87	1,84	0,60	0,18

Предлагается устранить приведенный дефицит внесением в корма чистых аминокислот, которые (за исключением триптофана) присутствуют на российском рынке. Эти аминокислоты (за исключением метионина) могут быть произведены на площадке комбината с затратами существенно меньшими, чем потребуется при их закупке.

Ожидаемый выигрыш объясняется следующими причинами:

- в качестве сырья используется фуражное зерно, для приема и хранения которого на комбинате имеется необходимое оборудование,
- зерно перерабатывается с извлечением крахмала, причем остаток используется для изготовления комбикорма, снижая затраты на его производства и уменьшая таким образом, затраты на производство крахмала,

- крахмал гидролизуеться с образованием глюкозного сиропа, который содержит мало примесей, что повышает продуктивность процесса,
- полученная жидкость после биосинтеза может быть использована для балансировки кормов, выпускаемых комбинатом, в форме жидкого концентрата, что сделает производство безотходным и исключит затраты на природоохранные мероприятия,
- для производства аминокислот будет применена высокоэффективная энергосберегающая технология.

Расчёты показывают, что для балансировки кормов, производимых комбинатом, с учетом его производительности 1500 т/сутки (причем 2/3 – корма для кур-несушек, а 1/3 – корма для бройлеров), необходимо

- 1800 т/год лизина,
- 90 т/год триптофана,
- 100 т/год треонина и
- 800 т/год метионина.

С учетом сравнительно небольшого объёма использования треонина целесообразно на первом этапе его приобретать и ограничиться созданием производства **только лизина и триптофана**.

Для выпуска указанного выше количества этих аминокислот **необходимо затратить 35 тыс. т фуражного зерна**.

Как следует из предыдущего, лизин, триптофан и треонин пользуются устойчивым спросом на российском и международном рынке. Поэтому имеет смысл увеличить их объём производства выше потребности комбината для балансировки кормов, выпуская их избыток в кристаллической форме, имеющей сбыт на мировом рынке.

Ниже рассматривается вариант, предусматривающий производство лизина в количестве 3600 т/год. Выпуск продукции с указанием товарной формы приведен в таблице 6.

Таблица 6.

Аминокислота	Товарная форма	Объём производства, т/год (чистого вещества)
Лизин	Кормовой кристаллический, 98,5%	1880
	Жидкий концентрат 16-18%	1800

По предлагаемой технологии источником углеводов для биосинтеза является крахмал, выделяемый из пшеницы. При этом крахмал далее превращается в глюкозу.

Остающийся после выделения крахмала продукт используется для производства комбикорма для кур-несушек с содержанием 16% сырого протеина в количестве 27.700 т/год.

В качестве основного сырья в предлагаемом процессе используется фуражное зерно.

Культивирование осуществляется в ферментационной установке, содержащий биореактор вместимостью 143 м³, систему рециркуляции газа с его очисткой от выделившегося СО₂, системы регулирования температуры, рН, интенсивности аэрации, концентрации растворенного кислорода и концентраций О₂ и СО₂ в аэрирующем газе.

Отвод тепла биосинтеза обеспечивается холодильной установкой, рН поддерживается подачей аммиака. Процесс биосинтеза лизина – непрерывный.

От полученной в результате биосинтеза части культуральной жидкости в обоих случаях на микрофльтрационной установке отделяется биомасса. Фильтрат направляется на ультрафльтрацию, где отделяются и концентрируются высокомолекулярные примеси.

Полученные на этих стадиях концентраты биомассы и высокомолекулярных примесей объединяются с необработанной культуральной жидкостью и маточниками, образующимися при получении кристаллических продуктов и упариваются до содержания сухих веществ 45-50%, давая жидкий концентрат лизина **ЖКЛ**. **ЖКЛ** используется для балансировки кормов в основном производстве взамен приобретаемых в настоящее время аминокислот.

Содержащий лизин ультрапермеат упаривается.

В случае лизина вначале проводится его кристаллизация из упаренного ультрапермеата. К полученным кристаллам добавляются кристаллы, полученные из упаренного маточника. Смесь перекристаллизовывается, в результате получают чистые кристаллы, которые после высушивания являются **кормовым кристаллическим лизином** с содержанием более 98% основного вещества. Сушка проводится в шнековой сушилке.

Ниже приводится принципиальная технологическая схема предлагаемого процесса.

Как видно из принципиальной технологической схемы, установка работает практически без стоков и выбросов – то есть обеспечивает высокий уровень экологической безопасности.

Управление осуществляется с центрального пульта мощным персональным компьютером, который выдает команды на контроллеры, управляющие отдельными технологическими узлами путем изменения задатчиков локальных контуров регулирования.

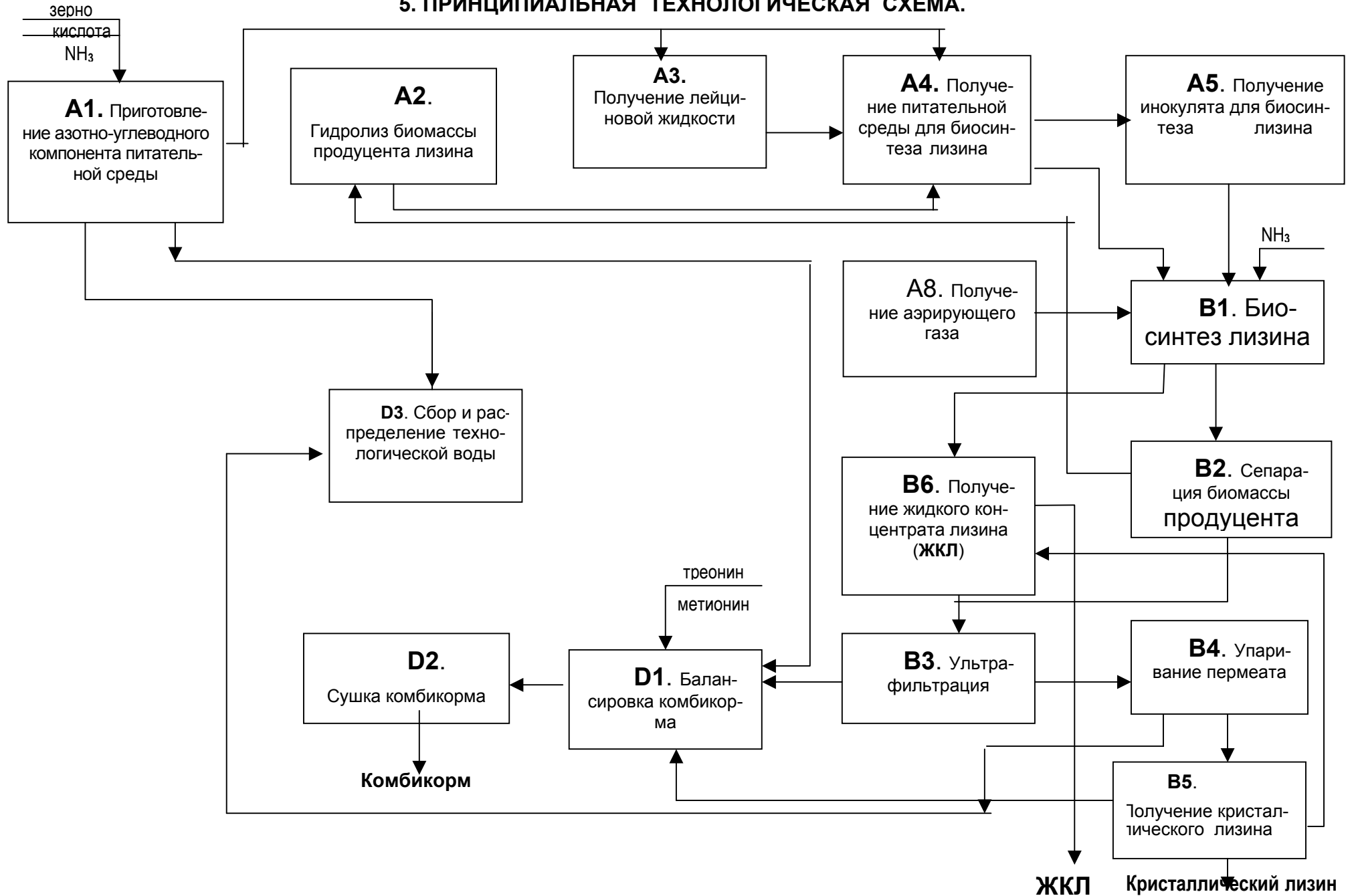
3. НОРМАТИВНО-ТЕХНИЧЕСКАЯ ДОКУМЕНТАЦИЯ

Нормативно-техническую документацию на готовую продукцию, сырьё и промежуточные материалы в состав курсового проекта включать не требуется.

4. МАТЕМАТИЧЕСКОЕ ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ И АППАРАТОВ

Поскольку в данном материале уже приводятся условия проведения всех технологических процессов, при выполнении курсового проекта не предусматривается использование их математического описания, за исключением расчетов нестандартного оборудования. При этих расчетах рекомендуется пользоваться книгой - К.Ф.Павлов, П.Г.Романков, А.А.Носков «Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии» и конспектами лекций по соответствующим дисциплинам.

5. ПРИНЦИПАЛЬНАЯ ТЕХНОЛОГИЧЕСКАЯ СХЕМА.



6. КРАТКОЕ ОПИСАНИЕ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ПРОЦЕССА.

Приготовление стерильных питательных сред.

Полученный ранее АУК перекачивается в реактора, где готовятся исходная (ИПС) и дополнительная (ДПС) питательные среды. В эти реакторы также вносятся в соответствии с регламентом питательные соли (источники фосфора, азота, макро- и микроэлементов) и ростовые факторы – нейтрлизованный гидролизат биомассы и лейциновая жидкость.

Питательные соли подаются в виде концентрированных растворов, приготовленных из сухих препаратов.

Питательные среды далее стерилизуются острым паром в установках непрерывной стерилизации. При этом глюкозный сироп и смесь питательных солей с ростовыми факторами стерилизуются отдельно. После стерилизации стерильные питательные среды передаются на стадии ТП2 и ТП3, где загружаются либо в соответствующие биореакторы (рабочие или посевные), либо в накопители ДПС.

Приготовление посевного материала.

Посевной материал готовится в посевных аппаратах при аэрации (1 л/мин) и интенсивном перемешивании и автоматическом регулировании температуры (30°C) и $\text{pH}=7$ в соответствии с регламентом.

Культура микроорганизмов вносится закрытым способом в посевные аппараты из контейнеров с маточной культурой, которая готовится в посевной лаборатории в лабораторных биореакторах. Для их засева используется чистая культура штамма *Brevibacterium* E-531.

Производственный биосинтез.

Производственный биосинтез лизина осуществляется в биореакторах при аэрации (1 л/мин), интенсивном перемешивании и автоматическом регулировании температуры (30°C) и $\text{pH}=7$ (подачей аммиака а аэрирующий газ). Охлаждение биореакторов осуществляется водой, охлаждаемой с помощью холодильной установки. В соответствии с регламентом в ходе биосинтеза в биореактор по сигналу датчика растворенного кислорода (при снижении его концентрации ниже заданной величины) из накопителя подается количество стерильной ДПС необходимое для восстановления заданного значения P_{O_2} . Ожидаемая конечная концентрация лизина – $90\text{-}100\text{ г/л}$, продолжительность биосинтеза – $80\text{-}88$ часов, коэффициент конверсии в пересчете на РВ – $32\text{-}36\%$.

Описание технологической схемы системы рециркуляции газа аэрации

Предлагаемая технология предусматривает рециркуляцию аэрирующего газа (отработанный газ очищается от CO_2 и возвращается в ферментёр предварительно обогащаясь кислородом), которая уменьшает объём газовых выбросов, т.е. повышает экологическую безопасность процесса.

В разработанной системе рециркуляции газа используется абсорбционный метод с применением тарельчатых абсорбционной и отгоночной колонн.

Выходящий из ферментера и обогащенный диоксидом углерода газовый поток проходит два последовательно расположенных каплеуловителя: первый по ходу газа – центробежный циклон, второй - сетчатый брызгоуловитель, где освобождается от капельной влаги.

Далее поток сжимается до $0,4\text{ МПа}$ циркуляционным компрессором и через теплообменник, где нагревается до температуры 90°C , поступает в тарельчатый абсорбер, орошаемый горячим ($t=105^{\circ}\text{C}$) 25% -ным раствором поташа.

Газ из абсорбера поступает в смеситель, а отработанный абсорбционный раствор передается на регенерацию в отгоночную колонну- десорбер.

Регенерация абсорбционного раствора заключается в переводе бикарбоната калия, образовавшегося в процессе абсорбции CO_2 , в карбонат при прохождении раствора через отгоночную колонну и кипятильник, где раствор нагревается до $120\text{-}125^{\circ}\text{C}$ паром $\text{P}=0,4\text{ МПа}$. Из десорбера отрегенированный раствор через теплообменник стекает в бак-сборник, откуда циркуляционным насосом подается на орошение абсорбера.

Выходящий из десорбера газообразный CO_2 с парами воды охлаждается в холодильнико-конденсаторе, освобождается от конденсата и направляется на получение «сухого льда».

Газовые выбросы из ферментеров поступают на очистку в аппарат мокрой очистки и затем выбрасываются в атмосферу.

Микрофльтрация и гидролиз биомассы.

Полученная в результате биосинтеза культуральная жидкость передается в сборники, где стабилизируется подачей в неё раствора бисульфита Na (1 г/л) и соляной кислоты (до pH=3). Далее стабилизированная культуральная жидкость подвергается микрофльтрации через элементы с условным диаметром 0.2 мкм в установке, обеспечивающей промывку осадка биомассы штамма-продуцента технической водой. Скорость фильтрации 200л/м²·час. Полученный при этом концентрат биомассы (12% СВ) промывается водой и направляется на гидролиз.

Гидролиз осуществляется в эмалированном аппарате при температуре 95-100°C 18% HCl в течение 4-х часов..

Ультрафльтрация.

После микрофльтрации фильтрат подается на ультрафльтрацию, которая осуществляется в установке через мембраны с проницаемостью частиц не более 10 кД. Скорость фильтрации 200л/м²·час при давлении 0.3МПа. Концентрат подвергается, с целью увеличения выхода кристаллического лизина, диафльтрации. Пермеат поступает на упаривание, а ультраконцентрат – на приготовление комбикорма.

Упаривание ультрапермеата.

Ультрапермеат поступает на упаривание в установку, оборудованную термокомпрессором, который сжимает соковый пар до 0.6ати. Пар увлажняется до насыщения и подается в рубашку испарителя, где конденсируется, обеспечивая кипение упариваемой жидкости. Пермеат, упаренный до концентрации лизина, насыщенной при 85°C (600г/л), сразу передается на кристаллизацию.

Первая кристаллизация и центрифугирование.

Кристаллизация упаренного ультрапермеата проводится в эмалированных аппаратах с мешалкой в условиях программируемого охлаждения водой с температурой вначале 20-22°C (из оборотной системы), а затем – 10-12°C (из холодильной установки). Растворимость лизина при этой температуре составляет 180г/л. Цикл кристаллизации – 12 часов. Полученная суспензия далее центрифугируется до содержания жидкой фазы 75%.

Смешение и растворение кристаллов первой и второй кристаллизации.

Кристаллы первой и второй кристаллизации объединяются в кристаллизаторах и растворяются с добавлением необходимого количества воды при нагревании до 85-90°C с образованием насыщенного раствора.

Третья кристаллизация и центрифугирование.

Эта кристаллизация также проводится в аппаратах с мешалкой в условиях программируемого охлаждения водой с температурой вначале 20-22°C (из оборотной системы), а затем – 10-12°C (из холодильной установки). Цикл кристаллизации – 12 часов. Полученная суспензия далее центрифугируется. Маточник передается на упаривание, а влажные кристаллы – на сушку.

Упаривание первого и третьего маточников.

Маточники после первой и третьей кристаллизации объединяются и передаются на вакуум-выпарную установку, где упариваются до концентрации, насыщенной при 85°C. Полученный концентрат передается на вторую кристаллизацию.

Вторая кристаллизация и центрифугирование.

Вторая кристаллизация проводится в аппаратах с мешалкой в условиях программируемого охлаждения водой с температурой вначале 20-22°C (из оборотной системы), а за-

тем – 10-12°C (из холодильной установки). Цикл кристаллизации – 12 часов. Полученная суспензия далее центрифугируется. Маточник передается на приготовление ККЛ-50, а влажные кристаллы – на растворение.

Сушка кристаллического лизина.

Влажные кристаллы после третьей кристаллизации загружаются в барабанные сушилки. Полученный сухой продукт (чистота 98-99%) с влажностью не более 1% далее фасуется в мешки или контейнеры и отгружается на склад готовой продукции.

Получение кормового концентрата лизина (ККЛ-50).

Основная часть второго маточника (80-85%) высушивается на распылительной сушилке при температуре воздуха на входе 140-150°C, а на выходе – 80-90°C. С целью экономии энергоресурсов подогрев воздуха осуществляется газом, а 2/3 отходящих газов возвращаются на вход в сушильную камеру. Сухой ККЛ-50 дозируется и фасуется в мешки или контейнеры и отгружается на склад готовой продукции. Другая часть может быть использована при получении комбикорма.

Получение комбикорма.

Упаренный ультраконцентрат, часть второго маточника, промытый концентрат биомассы, упаренная замочная вода и отжатый зерновой остаток гранулируется и высушивается в сушилке кипящего слоя при температуре воздуха на входе 160-180°C, а на выходе – 90-100°C. С целью экономии энергоресурсов подогрев воздуха осуществляется газом, а 2/3 отходящих газов возвращаются на вход в сушильную камеру. Высушенные до влажности 5% гранулы дробятся и смешиваются с необходимыми количествами метионина, соевого шрота, фосфатидного концентрата, соды и известняка в соответствии с принятой по требованию потребителя рецептурой комбикорма. Сухой комбикорм дозируется и фасуется в мешки или контейнеры и отгружается на склад готовой продукции.

Биосинтез ростового фактора.

В данном случае, когда в качестве ростового фактора используются дефицитная аминокислоты (лейцин), операция по получению содержащей её культуральной жидкости проводится с использованием соответствующего оборудования при тех же условиях, что и биосинтез лизина. В питательную среду вносятся дополнительно одно- и двузамещенные фосфаты калия и витамины – биотин и тиамин. Продолжительность полупериодического биосинтеза 70-75 часов, концентрация лейцина – 30-35 г/л. Затем стабилизированная культуральная жидкость передается на вакуум-выпарную установку. Упаренная до содержания сухих веществ 50-55% культуральная жидкость («лейциновая жидкость») накапливается и используется далее в производстве лизина. Выход – не менее 90%.

Приготовление стерильного сжатого воздуха.

Атмосферный воздух через масляные фильтры поступает на вход турбокомпрессоров, которые сжимают его до давления 2.5-3.0 ати. Сжатый горячий воздух охлаждается в теплообменнике до 40-45°C. Выделившаяся при охлаждении влага, сепарируется в циклоне. Далее воздух проходит через головные фильтры и поступает в общий коллектор, к которому присоединяются индивидуальные фильтры. Фильтры стерилизуются острым паром. Система получения стерильного воздуха должна обеспечивать отсутствие заражения биореакторов в течение не менее чем 360 часов.

Получение азотно-углеводного компонента питательной среды (АУК).

Для получения АУК используется зерно. Перед заполнением зерном зерносклады и зерносушилки должны быть проверены на пригодность использования; обнаруженные неисправности должны быть устранены до начала сушки и приема зерна.

Зерносклады следует размещать в отдельно стоящих зданиях. Ворота в них должны открываться наружу и не загромождаться.

При хранении зерна насыпью расстояние от верха насыпи до горючих конструкций покрытия, а также до светильников и электропроводов должно быть не менее 0,5 м.

В местах транспортирования зерна через проемы в противопожарных преградах необходимо устанавливать защитные устройства (противопожарный клапан ЕФ-8 или другие).

Запрещается:

- хранить совместно с зерном другие материалы и оборудование;
- применять внутри складских помещений зерноочистительные и другие машины с двигателями внутреннего сгорания;
- работать на передвижных механизмах при закрытых воротах с двух сторон склада;
- розжиг сушилок, работающих на твердом топливе, с помощью ЛВЖ и ГЖ, а работающих на жидком топливе - с помощью факелов;
- работать на сушилках с неисправными приборами контроля температуры и автоматики отключения подачи топлива при затухании факела в топке, системой электрозажигания или без них;
- засыпать зерно выше уровня транспортерной ленты и допускать трение ленты о конструкции транспортера.

Контроль за температурой зерна при работающей сушилке должен осуществляться путем отбора проб не реже чем через каждые 2 ч. Очистка загрузочно-разгрузочных механизмов сушилки от пыли и зерна должна производиться через сутки ее работы.

Передвижной сушильный агрегат должен устанавливаться на расстоянии не менее 10 м от здания зерносклада. Устройство топок сушилок должно исключать вылет искр. Дымовые трубы следует оборудовать искрогасителями, а в местах прохода их через горючие конструкции устраивать противопожарные разделки.

При вентилировании зерна в зерноскладах вентиляторы следует устанавливать на расстоянии не менее 2,5 м от горючих стен. Воздуховоды должны быть выполнены из негорючих материалов.

Зерно из хранилища направляется в процесс через установку очистки от минеральных примесей в сборник очищаемого зерна. Затем очищенное зерно посредством ленточного транспортера и шнекового загрузочного устройства подается на замачивание.

Замачивание зерна является одной из ключевых операций и осуществляется в чане-замачивателе, который представляет собой емкость из инертного материала, в которой обеспечивается принудительная циркуляция теплоносителя. Условия пребывания зерна в чане замачивателе зависят от технологических свойств, химического состава и качества партии перерабатываемого зерна. Вода, поступающая на замачивание, нагревается в нагревателе до температуры 25-50°C и подается в чан-замачиватель посредством циркуляционного насоса. Температура замачивания составляет 25-50°C и поддерживается циркуляцией жидкости через выносной теплообменник. Время пребывания зерна в чане-замачивателе колеблется в пределах 16-24 часа. В чане поддерживается рН 3-5 добавлением необходимого количества кислоты в циркулирующую жидкую фазу содержимого чана-замачивателя - замочной воды..

По достижении зерном заданной влажности замочная вода направляется на вальцевание.

Целью этой технологической операции является разрушение зерна без нарушения его внутренней структуры с целью получения максимального количества крахмала.

Для этого набухшее зерно при помощи шнекового разгрузочного устройства подается на вальцы, где раздавливается с образованием пластинок. Полученные пластинки с помощью шнекового транспортера направляются в промыватель.

Глубина, скорость и селективность отделения крахмала в первую очередь зависят от условий проведения стадии замачивания, а также от условий промывки - температуры, гидромодуля, интенсивности перемешивания. Для промывки используется эмалированный реактор с мешалкой.

Промывка осуществляется свежей водой в две или три стадии при температуре 20-30°C. Крахмальное молоко, содержащее 6-7% крахмала, направляется в сепаратор, а остаток - в шнек-пресс, где так же осуществляется отделение крахмального молока.

Концентрирование крахмального молока до содержания крахмала 20-25% осуществляется на крахмальных сепараторах. Фильтрат используется повторно для замачивания.

Концентрированный крахмал подвергается гидролизу 1-3%-ной соляной кислотой в эмалированном реакторе при температуре 95-98°C и перемешивании. Полученный гидролизат нейтрализуется 25%-ной аммиачной водой. Гидролизат поступает на упаривание в выпарную установку, где упаривается до содержания глюкозы 40-50%. Упаренный глюкозный сироп поступает в сборник АУК Р-17. Конденсат используется для замачивания зерна.

Замочная вода поступает в выпарную установку, где упаривается до содержания 50-60% СВ. Упаренная замочная вода в количестве 1,2 т. Конденсат поступает на промывку раздавленного зерна.

7. РЕКОМЕНДАЦИИ ПО ВЫБОРУ ОСНОВНОГО ТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО ОБОРУДОВАНИЯ

№ п/п	Наименование	Кол-во	Материал	Краткая техническая характеристика	Стоимость ед., \$тыс.	Затраты, \$тыс.
1	2	3	4	5	6	7
A1.	Приготовление азотно-углеводного компонента питательной среды					770
1.	Емкость для замачивания зерна	4	Нерж. ст.	V=100 м ³ , выносной теплообменник, шнековое загружающее и разгруз. устройство, циркуляционный насос	60	240
2.	Сборник "замочной воды"	2	Нерж. ст.	V=63 м ³	25	50
3.	Вальцы	2	-"	5 т/час, регулируемый зазор	10	20
4.	Реактор зерна	2	-"	V=63 м ³ , мешалка, шнековое загружающее устройство	35	70
5.	Шнек-пресс	2	-"	3 т/час	10	10
6.	Сборник "технической" воды	2	-"	100 м ³ , мешалка	50	100
7.	Выпарная установка для упаривания "замочной воды"	1	-"	Q=4 т/час, термокомпрессор (ТГ-80-1,6), N = 100 kW	30	30
8.	Сборник "крахмального молока"	2	-"	V=63 м ³ , мешалка N = 20 kW	25	50
9.	Крахмальный сепаратор	3	-"	Производительность 10м ³ /час по исходной суспензии	10	30
10.	Гидролиз-аппарат	2	Эмаль	V=25 м ³ , мешалка, рубашка, атм. давл.	15	30
11.	Выпарная установка для упаривания гидролизата	1	Нерж. ст.	Q=4 т/час, термокомпрессор (ТГ-80-1,8) N = 120 kW	30	30
12.	Сборник влажного остатка	2	-"	Шнековая мешалка, разгруз. устройство, V=50 м ³	30	60
13.	Сборник азотно-углеводного компонента	2	-"	V=50 м ³ , мешалка, P=0,4 МПа	25	50
A2.	Гидролиз биомассы					10.
1.	Гидролиз-аппарат	1	Эмаль	V=16 м ³ , мешалка, рубашка, атмосферное давление.	10	10
A3.	Получение лейциновой жидкости					50

1	2	3	4	5	6	7	
1.	Биореактор	1	Нерж ст.	V=3 м ³ , мешалка, рубашка, фильтры воздуха (100 м ³ /час), P=0,4 МПа, аэрация, регулирование t°, расхода газа, система мокрой очистки газовых выбросов	45	45	
2.	Установка непрерывной стерилизации	1	-"	1 т/час, рекуператор, V=0.2 м ³	5	5	
A4.	Получение питательной среды для бисинтеза лизина					118	
1.	Реактор	3	Эмаль	V=6.3 м ³ , мешалка, рубашка,	6	18	
2.	Установка непрерывной стерилизации	2	Нерж ст.	10 т/час, рекуператор, V=2 м ³	10	20	
3.	Накопитель стерильной подпитки	2	-"	V=30 м ³ , рубашка, мешалка, P=0,4 Мпа, N = 10 kW	40	80	
A5.	Получение инокулята для лизина					50	
1.	Посевной аппарат	1	-"	V=6.3 м ³ , мешалка, рубашка, фильтры воздуха (1000 м ³ /час), P=0,4 МПа, аэрация, регулирование t°, расхода газа, система мокрой очистки газовых выбросов.	50	50	
A8.	Получение азрирующего газа					440	
1.	Фильтр	3	-"	Масляный, производительность 10000 м ³ /час, P=0,32 МПа	10	30	
2.	Компрессор	3	-"	Производительн. 10 000 м ³ /час, P=0,32 Мпа, N= 560kW	120	360	
3.	Скруббер	2	-"	Производительность 10 000 м ³ /час, P=0,12 Мпа	10	20	
4.	Установка для получения CO ₂	1		1600 кг/час, ≥96% CO ₂ ,	30	30	
B1.	Биосинтез лизина					1350	
1.	Ферментационная установка	2	-"	V=143 м ³ рубашка, мешалка, измерение pO ₂ , регулирование pH, регулирование t°, расхода газа, N = 400 kW	350	700	
2.	Холодильная установка	4		Абсорбционная, 2000 квт.	160	640	
3.	Испаритель аммиака	2	Ст.3	Производительность 50 кг/час, P=1.2 Мпа	5	10	
B2.	Сепарация биомассы					40	
1.	Микрофилтрационная установка	2	Нерж ст.	3 м ³ /час по исх. суспензии, 12 000 g, саморазгружающаяся	5	10	
2.	Сборник	2	Эм.ст.	V=16 м ³	15	30	
B3.	Ультрафилтрация					140	
1.	Ультрафилтрационная установка	4	Нерж ст.	Производительность 1,5 м ³ /час, 10 КДал.	35	140	
B4.	Упаривание пермеата					105	
1.	Установка для упаривания пермеата	1	-"	Q=2 т/час. с падающей пленкой, N = 90КВт	45	45	

1	2	3	4	5	6	7	
2	Термокомпрессор	1	-"	Реконструкция ТГ-80-1,6 N = 100 kW	30	30	
3	Сборник	2	Эм.ст.	V=16 м ³	15	30	
B5.	Получение кристаллического лизина						145
1.	Кристаллизатор	6	Эмаль	V=10 м ³ , рубашка, мешалка	7.5	45	
2.	Центрифуга	4	Нерж. ст.	Производительность 250 кг/час по крист., тип ОГШ-600К, N = 75 kW	20	80	
3.	Сушилка кормового кристаллического лизина	1		Шнековая, 75 кг/час, исп. влаги F=10 м ²	20	20	
B6.	Получение ЖКЛ						100
1.	Установка для упаривания ЖКЛ	1	-"	Q=2 т/час. с падающей пленкой, N = 90кВт	70	70	
2	Термокомпрессор	1	-"	Реконструкция ТГ-80-1,6	15	15	
3.	Сборник	2	Эм.ст.	V=6.3 м ³	7.5	15	
D1.	Балансировка комбикорма						30
1.	Смеситель	2	Нерж. ст.	V=10 м ³ , N = 10квт, мешалка.	15	30	
D2.	Сушка комбикорма						250
1.	Сушилка для комбикорма	1	Нерж. ст.	Кипящего слоя, гранулирующая, 4 т/час по исп. влаги	250	250	
D3.	Сбор и распределение технологической воды						40
1.	Сборник	2	Гум.ст.	V=30 м ³ , мешалка, N = 10квт	20	40	
	Итого по секциям			A		1610	
				B		1880	
				D		320	
	Итого по заводу основное оборудование						3810

8. ОПИСАНИЕ СТАДИЙ ПРОЦЕССА НА МЕЛАССЕ

Для приготовления питательной среды для биосинтеза лизина мелассу рекомендуется очищать от примесей соосаждением их с сульфатом кальция, который образуется при обработке мелассы, содержащей значительное количество кальция серной кислотой. Этот процесс складывается из следующих операций.

Разбавление мелассы

Навеска мелассы при перемешивании подается в нагретую до 60-80⁰С воду. Соотношение (массовое) меласса:вода = 2:1. Перемешивание продолжается до полного растворения мелассы

Подкисление мелассы

К разбавленной мелассе при перемешивании осторожно добавляется концентрированная серная кислота до pH = 2-3. Количество кислоты определяется буферной емкостью мелассы и может меняться от 15 до 30 кг на тонну мелассы. Подкисленная меласса охлаждается до 20-25⁰С и выдерживается в течение 3-4 часов.

Кларификация мелассы

Подкисленная меласса после выдержки подается на осадительную центрифугу с ножевым съёмом осадка и разделительным фактором 5-6 тыс. g. Время разделения 5-10 мин. Осветленная меласса используется далее для приготовления питательных сред. Она может сохраняться при пониженных температурах (5-10⁰С) до 24 часов.

Гидролиз БВК

Гидролиз кормовых дрожжей БВК проводится для высвобождения из белка биомассы микроорганизмов лимитирующей биосинтез лизина аминокислоты – треонина. Гидролиз проводится 3-4% HCl при давлении 3 атм и температуре 140⁰С в течение 3-4 часов.

Нейтрализация гидролизата

Гидролизат после гидролиза охлаждается до 20-25⁰С и при перемешивании и охлаждении нейтрализуется 25% аммиачной водой.

Упаривание нейтрализованного гидролизата

Нейтрализованный гидролизат упаривается до концентрации сухих веществ 50-60%

Приготовление посевной среды

Посевная питательная среда готовится из очищенной мелассы, концентрата БВК, хлористого аммония. Перед стерилизацией в неё добавляется пеногаситель (Пропинол Б400 или лапрол). Среда должна содержать до стерилизации РВ – 8-10%, гидролизата БВК (по СВ) – 1-2%, аммонийного азота 5-6 г/л, пеногасителя – 1.5-2 г/л.

Приготовление стерильных питательных сред.

Полученная ранее очищенная меласса перекачивается в реактора, где готовятся исходная (ИПС) и дополнительная (ДПС) питательные среды. В эти реакторы также вносятся в соответствии с регламентом хлористый аммоний и ростовой фактор – нейтрализованный гидролизат БВК.

Питательные соли подаются в виде концентрированных растворов, приготовленных из сухих препаратов.

Питательные среды далее стерилизуются острым паром в установках непрерывной стерилизации. При этом раствор мелассы и смесь хлористого аммония с ростовым фактором стерилизуются отдельно. После стерилизации стерильные питательные среды загружаются либо в соответствующие биореакторы (рабочие или посевные), либо в накопители ДПС.

Приготовление посевного материала.

Посевной материал готовится в посевных аппаратах при аэрации (11/мин), интенсивном перемешивании и автоматическом регулировании температуры (30⁰С) и рН=7 в соответствии с регламентом.

Культура микроорганизмов вносится закрытым способом в посевные аппараты из контейнеров с маточной культурой, которая готовится в посевной лаборатории в лабораторных биореакторах. Для их засева используется чистая культура штамма *Brevibacterium* E-531.

Производственный биосинтез.

Производственный биосинтез лизина осуществляется в биореакторах при аэрации (11/мин), интенсивном перемешивании и автоматическом регулировании температуры (30⁰С) и рН=7 (подачей аммиака и азерирующий газ). Охлаждение биореакторов осуществляется водой, охлаждаемой с помощью холодильной установки. В соответствии с регламентом в ходе биосинтеза в биореактор по сигналу датчика растворенного кислорода (при снижении его концентрации ниже заданной величины) из накопителя подается количество стерильной ДПС необходимое для восстановления заданного значения Р_{о2}. Ожидаемая конечная концентрация лизина – 85-90 г/л, продолжительность биосинтеза – 80-88 часов, коэффициент конверсии в пересчете на РВ - 40%.

Микрофльтрация

Полученная в результате биосинтеза культуральная жидкость передается в сборники, где стабилизируется подачей в неё раствора бисульфита Na (1 г/л) и соляной кислоты (до pH=3). Далее стабилизированная культуральная жидкость подвергается микрофльтрации через элементы с условным диаметром 0.2 мкм в установке, обеспечивающей промывку осадка биомассы штамма-производителя технической водой. Скорость фильтрации 200л/м²·час. Полученный при этом концентрат биомассы (12% СВ) направляется на получение органно-минерального удобрения.

Ультрафльтрация

После микрофльтрации фильтрат подается на ультрафльтрацию, которая осуществляется в установке через мембраны с проницаемостью частиц не более 10 кД. Скорость фильтрации 40л/м²·час при давлении 0.3МПа. Концентрат подвергается, с целью увеличения выхода кристаллического лизина, диафльтрации. Пермеат поступает на ионный обмен, а ультраконцентрат – на получение органно-минерального удобрения.

Сорбция

Пермеат подается снизу со скоростью 0.5 объема на объем смолы в час в ионообменную колонну, в которую загружен катионит марки КУ-2-8 насыщенный аммиаком. Лизин сорбируется на смоле. Ёмкость смолы по лизину 80-100г/л. Сорбция ведется до насыщения смолы лизином. Проскок подается на следующую «свежую» колонну. После окончания сорбции колонна промывается водой (1-1,5 объема на объем смолы). Промывка также передается на следующую колонну. Образовавшиеся стоки передаются на упаривание.

Приготовление элюента

Элюция лизина осуществляется элюентом, который представляет собой смесь аммиака, «бедного» элюата и конденсата от упаривания «богатого» элюата, который содержит некоторое количество аммиака. Концентрация аммиака в элюенте должна быть равна 6-7%.

Десорбция

Элюент на десорбцию лизина подается в ионообменную колонну сверху в количестве 1.5-2 объема на объем смолы со скоростью 0.5 объема на объем смолы в час. Из выходящего из колонны элюата выделяется фракция, содержащая 80-100 г/л лизина – «богатый» элюат. Головная часть и «хвост» объединяются, давая «бедный» элюат. После окончания сорбции колонна промывается водой (1-1,5 объема на объем смолы).

Упаривание «богатого» элюата

«Богатый» элюат поступает на упаривание в установку, оборудованную термокомпрессором, который сжимает соковый пар до 0.6ати. Пар увлажняется до насыщения и подается в рубашку испарителя, где конденсируется, обеспечивая кипение упариваемой жидкости. Пермеат, упаренный до концентрации лизина, насыщенной при 85°C (600г/л), сразу передается на кристаллизацию.

Кристаллизация и центрифугирование

Кристаллизация упаренного «богатого» элюата проводится в эмалированных аппаратах с мешалкой в условиях программируемого охлаждения водой с температурой вначале 20-22°C (из оборотной системы), а затем – 10-12°C (из холодильной установки). Растворимость лизина при этой температуре составляет 380г/л. Цикл кристаллизации – 12 часов. Полученная суспензия далее центрифугируется до содержания жидкой фазы 75-80%. Маточник упаривается до содержания 600г/л и вновь подвергается кристаллизации и центрифугированию. Полученный маточник передается на получение органоминерального удобрения.

Сушка кристаллического лизина

Влажные кристаллы после кристаллизации загружаются в барабанную или шнековую сушилку. Полученный сухой продукт (чистота 98-99%) с влажностью не более 1% далее фасуется в мешки или контейнеры и отгружается на склад готовой продукции.

Упаривание стоков

Стоки и промывки с ионного обмена, концентраты после микро- и ультрафильтрации и маточник после кристаллизации лизина объединяются и упариваются с применением термокомпрессионной установки до содержания СВ 50-60%.

Приготовление ОМУ

Упаренный сток перемешивается в смесителе-грануляторе с мелкоизмельченным суперфосфатом в соотношении 1:4 по СВ и полученные гранулы ($d = 2-3\text{мм}$) высушиваются на сушилке кипящего слоя при температуре теплоносителя на входе в сушилку 150-160⁰С.

Полученное органоминеральное удобрение обладает аттрактивными свойствами (привлекает личинки вредителей) и может использоваться как средство защиты растений.

Ниже приводятся материальные балансы на основные стадии технологического процесса, включая и процесс, основанный на использовании в качестве сырья свеклосахарной мелассы.

**9. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ПРОЦЕССА ПОЛУЧЕНИЯ ЛЕЙЦИНОВОЙ ЖИДКОСТИ
(на 1000кг L-лейцина)**

Технологическая стадия	ИЗРАСХОДОВАНО, кг					ПОЛУЧЕНО, кг				
	Сырьё, полупродукты	масса	СВ	РВ	лейцин	Продукты, полупродукты	масса	СВ	РВ	лейцин
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Приготовление посевной среды	АУК	830	400.4	340	-	Посевная среда	3300	491	340	-
	Кукурузный экстракт	160	80	-	-					
	Тиамин	0.7								
	Дестиобиотин, г	0.7								
	КН ₂ РО ₄	4.2	4.2							
	MgSO ₄	6.4	6.4							
	Пар на стерилизацию	450	-							
	Вода	1848	-							
	Итого	3300	491	340	-	Итого	3300	491	340	-
Получение посевного материала	Посевная среда	3300	491	340	-	Посевной материал	3125	250	-	55
	Инокулят	80	10.5		1	Потери при биосинтезе	259	315	340	-
	Аммиачная вода	50	12.5			Испарение и брызгоунос	100	3	-	-
						Получено при биосинтезе	54	54	-	54
	Итого	3430	514	340	1	Итого	3430	514	340	1
Получение исходной питательной среды	АУК	3125	1500	1250		Исходная питательная среда	10500	1530	1250	-
	MgSO ₄	11	11							
	Тиамин	2	2							

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	Дестиобиотин,	2	2							
	КН ₂ РО ₄	15	15							
	Пар на стерилизацию	1345	-							
	Вода	6000	-							
	Итого	10500	1530	1250	-	Итого	10500	1530	1250	-
Приготовление дополнительной питательной сре- ды	АУК	20940	10190	8550	-	Дополнительная питательная среда	21000	10250	8550	-
	Тиамин	4	4							
	Дестиобиотин, г	4	4							
	КН ₂ РО ₄	30	30							
	MgSO ₄	22	22							
	Итого	21000	10250	8550	-	Итого	21000	10250	8550	-
Биосинтез	Посевной материал	3125	250	-	55	Культуральная жидкость	26100	3515	120	1045
	Исходная питательная среда	10500	1530	1250	-	Потери при биосинтезе	7750	10650	9650	-
	Дополнительная питательная среда	21000	10250	8550	-	Испарение и брызгоунос	3550	40	30	10
	Стерильный NH ₃ , 25%	800	200	-	-	Получено при биосинтезе	1950	1950	-	1000
	Стерильный пеногаситель	25	25	-	-					
	Итого	35450	12255	9800	55	Итого	35450	12255	9800	1045
Упаривание	Культуральная жидкость	26100	3515	120	1045	Лейциновая жидкость	7000	3515	120	1000
						Испаренная влага	19100	-	-	-
						Потери	-	-	-	45
	Итого	26100	3515	120	1045	Итого	26100	3515	120	1045

10. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ПРОИЗВОДСТВА АЗОТНО-УГЛЕВОДНОГО КОМПОНЕНТА ПИТАТЕЛЬНЫХ СРЕД (кг)

Стадия	П р и б ы л о				У б ы л о			
	Сырье, полупродукты	Масса	Сухой вес	PВ	Продукты, полупродукты	Масса	Сухой вес	PВ
1	2	3	4	5	6	7	8	9
A1.1	Зерно	1000	860	600	Набухшее зерно	1700	841	600
	Технологическая вода	1500	10		Замочная вода	800	29	-
	Итого	2500	870	600	Итого	2500	860	600
A1.2	Набухшее зерно	1700	841	600	Отжатое зерно	1260	521	303
	Вода	1025			Крахмальное молоко	4800	342	297
	Технологическая вода	3335	22					
	Итого	6060	863	600	Итого	6060	863	600
A1.3	Крахмальное молоко	4800	342	297	Крахмальная паста	635	300	297
					Фильтрат	4165	42	-
	Итого	4800	310	297	Итого	4800	310	297
A1.4	Крахмальная паста	635	300	297	Гидролизат крахмала	725	319	297
	HCl, 36%	54	19.5		Вода нейтрализации		- 9.5	
	NH ₃ , 25%	36	9					
	Итого	725	328.5	297	Итого	725	328.5	297
A1.5	Замочная вода	800	29	-	Концентрат замочной воды	65	29	-
					Конденсат	735	-	-
	Итого	800	25	-	Итого	800	25	-
A1.6	Концентрат замочной воды	65	29	-	Высушенный остаток	600	550	303
	Отжатое зерно	1260	521	303	Испаренная влага	725	-	-
	Итого	1325	550	303	Итого	1325	550	303

11. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ОЧИСТКИ МЕЛАССЫ, кг (на 1 тонну)

Стадия	П р и б ы л о				У б ы л о			
	Сырье, полупродукты	Масса	Сухой вес	PВ	Продукты, полупродукты	Масса	Сухой вес	PВ
1	2	3	4	5	6	7	8	9
Разбавление мелассы	Меласса	1000	760	470	Разбавленная меласса	1500	760	470
	Вода	500	-	-				
	Итого	1500	760	470	Итого	1500	760	470
Подкисление мелассы	Разбавленная меласса	1500	760	470	Подкисленная меласса	1520	773.5	470
	Серная кислота, 96%	20	19.2	-	Потеря СВ при нейтрализации		5.7	
	Итого	1520	779.2	470	Итого	1520	779.2	470
Кларификация мелассы	Подкисленная меласса	1520	773.5	470	Очищенная меласса	1420	718	455
					Осадок	100	55.5	15
	Итого	1520	773.5	470	Итого	1520	773.5	470

12. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ГИДРОЛИЗА БВК, кг (на 1 тонну)

Стадия	П р и б ы л о				У б ы л о			
	Сырье, полупродукты	Масса	Сухой вес	Азот (NH ₂)	Продукты, полупродукты	Масса	Сухой вес	Азот (NH ₂)
1	2	3	4	5	6	7	8	9
Гидролиз	БВК	1000	990	100	Гидролизат БВК	14900	1500	100
	Соляная кислота, 36%	1400	510	-				
	Вода	12500	-	-				
	Итого	14900	1500	100	Итого	14900	1500	100

1	2	3	4	5	6	7	8	9
Нейтрализация	Гидролизат БВК	14900	1500	100	Нейтрализованный гидролизат БВК	15860	1490	100
	Аммиак водный	960	240	-	Потеря СВ при нейтрализации	-	250	-
	Итого	15860	1740	100	Итого	15860	1740	100
Упаривание	Нейтрализованный гидролизат БВК	15860	1490	100	Концентрат нейтрализованного гидролизата БВК	2500	1490	100
					Испаренная влага	13610	-	-
	Итого	15860	1490	100	Итого	15860	1490	100

13. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ПОЛУЧЕНИЯ ГИДРОЛИЗАТА БИОМАССЫ ПРОДУЦЕНТА (кг)

Стадия	П р и б ы л о					У б ы л о				
	Сырье, полупродукты	Масса	Сухой вес	лизин	АСБ	Продукты, полупродукты	Масса	Сухой вес	лизин	АСБ
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Микрофиль-трация	Стабилизированная КЖ	1000	214	99.3	40	Концентрат биомассы	280	44	2.3	40
	Вода на промывку	500	-	-	-	Микрофилтрат	1220	170	97	-
	Итого	1500	214	99.3	40	Итого	1500	214	99.3	40
Гидролиз	Концентрат биомассы	280	44	3	40	Гидролизат биомассы	645	83	3	-
	HCl, 36%	110	40.3	-	-	Потеря СВ	-	20	-	-
	NH ₃ , 25%	75	18.7	-	-	Разрушение биомассы	-	-	-	40
	Вода	180	-	-	-					
	Итого	645	103	3	40	Итого	645	103	3	40
Упаривание гидролизата	Гидролизат биомас-сы	645	83	3	-	Концентрат гидролиза-та биомассы	165	83	3	-

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
						Испаренная влага	480	-	-	-
	Итого	645	83	3	-	Итого	645	83	3	-

**14. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ПОЛУПЕРИОДИЧЕСКОГО БИОСИНТЕЗА L-ЛИЗИНА ИЗ ГЛЮКОЗЫ, кг
(на одну операцию в аппарате вместимостью 10 м³)**

Технологическая стадия	ИЗРАСХОДОВАНО, кг					ПОЛУЧЕНО, кг				
	Сырьё, полупродукты	масса	СВ	РВ	лизин	Продукты, полупродукты	масса	СВ	РВ	лизин
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Приготовление посевной среды	АУК	34	24	20	-	Посевная среда	415	27.3	20	-
	КН ₂ РО ₄	0.4	0.4	-	-					
	MgSO ₄	0.4	0.4	-	-					
	Гидролизат биомассы	2	1	-	-					
	Лейциновая жидкость	3	1.5	-	-					
	Пар на стерилизацию	55.2	-	-	-					
	Вода	320	-	-	-					
	Итого	415	27.3	20	-	Итого	415	27.3	20	-
Получение посевного материала	Посевная среда	415	27.3	20	-	Посевной материал	400	17	2	4
	Инокулят	5.0	0.2	-	-	Потери при биосинтезе	18	18	18	-
	Аммиачная вода	2.0	0.5	-	-	Испарение и брызгоунос	12	1	-	-
						Получено при биосинтезе	8	8	-	4
	Итого	422	28	20	-	Итого	422	28	20	-
Получение исходной питательной среды	АУК	600	430	360	-	Исходная питательная среда	2400	458	360	-
	Гидролизат биомассы	40	20	-	-					
	Лейциновая жидкость	16	8	-	-					

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	Пар на стерилизацию	314	-	-	-					
	Вода	1430	-	-	-					
	Итого	2400	458	360	-	Итого	2400	458	360	-
Приготовление дополнительной питательной среды	АУК	2750	1965	1640	-	Дополнительная питательная среда	4800	2020	1640	-
	Гидролизат биомассы	80	40	-	-					
	Лейциновая жидкость	30	15	-	-					
	Пар на стерилизацию	640			-					
	Вода	1300			-					
	Итого	4800	2020	1640	-	Итого	4800	2020	1640	-
Биосинтез	Посевной материал	400	17	2	4	Культуральная жидкость	6000	1274	36	600
	Исходная питательная среда	2400	458	360	-	Потери при биосинтезе	2186	2186	1962	-
	Дополнительная питательная среда	4800	2020	1640	-	Испарение и брызгоунос	394	16	4	5
	Газообразный NH ₃	68	68			Получено при биосинтезе	840	840	-	601
	Стерильный пеногаситель	72	72							
	Итого	7740	2635	2000	4	Итого	7740	2635	2002	4
Стабилизация	Культуральная жидкость	6000	1274	36	600	Стабилизированная КЖ	6045	1294	36	600
	Сульфит натрия	6	6	-	-					
	HCl, 36%	39	14							
	Итого	6045	1294	36	600	Итого	6045	1294	36	600

**15. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ПОЛУЧЕНИЯ КРИСТАЛЛИЧЕСКОГО КОРМОВОГО ЛИЗИНА, кг
(из 1000кг стабилизированной КЖ)**

Технологическая стадия	ИЗРАСХОДОВАНО, кг					ПОЛУЧЕНО, кг				
	Сырьё, полупродукты	масса	СВ	РВ	лизин	Продукты, полупродукты	масса	СВ	РВ	лизин
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Ультрафильтрация	Микрофилтрат	1220	170	6	97	Ультаконцентрат	400	65	-	2
	Вода на промывку	1000	-			Пермеат	1820	105	6	95
	Итого	2220	170	6	97	Итого	2220	170	6	97
Упаривание пермеата	Пермеат	1820	105	6	95	Концентрат лизина	180	105	5	93
						Испаренная влага	1640	-	-	-
						Потери	-	-	1	2
	Итого	1820	105	6	95	Итого	1820	105	6	95
Кристаллизация и центрифугирование	Концентрат лизина	180	105	5	93	Кристаллы-I	94	77	1	75
						Маточник -I	86	28	4	18
	Итого	180	105	5	93	Итого	180	105	5	93
Перекристаллизация	Кристаллы-I	94	77	1	75	Кристаллы-III	100	86	0.4	85
	Кристаллы-II	19.5	17.5	0.5	16					
	Вода	25.5	-	-	-	Маточник -III	39	8.5	1.1	6
	Итого	139	94.5	1.5	91	Итого	139	94.5	1.5	91
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Упаривание маточника - I	Маточник -I	86	28	4	18	Упаренный маточник -I	40	28	4	18
						Испаренная влага	46	-	-	-
	Итого	86	28	4	18	Итого	86	28	4	18

Кристаллизация упаренного маточника - I	Упаренный маточник -I	40	28	4	18	Кристаллы-II	19.5	17.5	0.5	16
						Маточник -II	20.5	10.5	3.5	2
	Итого	40	28	4	18	Итого	40	28	4	18
Сушка лизина	Кристаллы-III	100	86	0.4	85	Кормовой кристаллический лизин	86	86	0.4	85
						Испаренная влага	14			
	Итого	100	86	0.4	85	Итого	100	86	0.4	85
Получение ККЛ	Маточник -III	39	8.5	1.1	6	ККЛ	30	28	3	7
	Маточник -II	20.5	10.5	3.5	2	Испаренная влага	40	-	-	-
	Отруби	12.5	11	-	-	Потери при сушке	2	2	1.6	1
	Итого	72	30	4.6	8	Итого	62	30	4.6	8

**16. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ПОЛУПЕРИОДИЧЕСКОГО БИОСИНТЕЗА L-ЛИЗИНА ИЗ МЕЛАССЫ, кг
(на одну операцию в аппарате вместимостью 10 м³)**

Технологическая стадия	ИЗРАСХОДОВАНО, кг					ПОЛУЧЕНО, кг				
	Сырьё, полупродукты	масса	СВ	РВ	лизин	Продукты, полупродукты	масса	СВ	РВ	лизин
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Приготовление посевной среды	Очищенная меласса	60	30	18	-	Посевная питательная среда	260	38	18	-
	Концентрат гидролизата БВК	6	3.5	-	-					
	Хлористый аммоний	4	4	-	-					
	Пеногаситель	0.5	0.5	-	-					
	Пар на стерилизацию	43.5	-	-	-					

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	Вода	146	-	-	-					
	Итого	260	38	18	-	Итого	260	38	18	-
Приготовление исходной питательной среды	Очищенная меласса	1000	500	300	-	Исходная питательная среда	2500	580	300	-
	Концентрат гидролизата БВК	62.5	37.5	-	-					
	Хлористый аммоний	40	40	-	-					
	Пенегаситель	2.5	2.5	-	-					
	Пар на стерилизацию	300	-	-	-					
	Вода	1095	-	-	-					
	Итого	2500	580	300	-	Итого	2500	580	300	-
Приготовление дополнительной питательной среды	Очищенная меласса	4000	2000	1200	-	Дополнительная питательная среда	5000	2305	1200	-
	Концентрат гидролизата БВК	250	150	-	-					
	Хлористый аммоний	150	150	-	-					
	Пенегаситель	5	5	-	-					
	Пар на стерилизацию	600	-	-	-					
	Вода	95	-	-	-					
	Итого	5100	2305	1200	-	Итого	5100	2305	1200	-
Получение посевного материала	Посевная питательная среда	260	38	18	-	Посевной материал	230	13	-	2
	Пенегаситель	2	2	-	-	Брызгоунос и испарение	15	1	-	-
	Инокулят	8	1	-	-	Потери при биосинтезе	20	20	18	-
						Получено при биосинтезе	5	5	-	2
	Итого	270	39	18	-	Итого	270	39	18	-

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Биосинтез	Посевной материал	230	13	-	2	Культуральная жидкость	7000	2180	20	620
	Исходная питательная среда	2500	580	300	-	Брызгоунос и испарение	100	48	-	8
	Дополнительная питательная среда	5100	2305	1200	-	Потери при биосинтезе	860	1400	1380	-
	Газообразный аммиак	60	60			Получено при биосинтезе	660	660	-	630
	Пеногаситель	10	10							
	Итого	7900	2968	1500	2	Итого	7900	2968	1500	2

17. МАТЕРИАЛЬНЫЙ БАЛАНС ПОЛУЧЕНИЯ КОРМОВОГО КРИСТАЛЛИЧЕСКОГО ЛИЗИНА ИЗ 1000 КГ КУЛЬТУРАЛЬНОЙ ЖИДКОСТИ ПОСЛЕ БИОСИНТЕЗА ИЗ МЕЛАССЫ

Технологическая стадия	ИЗРАСХОДОВАНО, кг					ПОЛУЧЕНО, кг				
	Сырьё, полупродукты	масса	СВ	РВ	лизин	Продукты, полупродукты	масса	СВ	РВ	лизин
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Микрофилтрация	Культуральная жидкость	1000	311	3	87	Микрофильтрат	1480	265	3	85
	Вода на промывку	720	-	-	-	Микроконцентрат	240	46	-	2
	Итого	1720	311	3	87	Итого	1720	311	3	87
Ультрафилтрация	Микрофильтрат	1480	265	3	85	Пермеат	1980	223	3	81
	Вода на промывку	1100	-	-	-	Ультраконцентрат	600	42	-	4
	Итого	2580	265	3	85	Итого	2580	265	3	85
Сорбция	Пермеат	1980	223	3	81	«Нагруженная» смола	2250	1585	-	81
	Регенерированная смола	2250	1535	-	-	Сток	3980	173	3	
	Вода на промывку	2000	-	-	-					
	Итого	6230	1758	3	81	Итого	6230	1758	3	81
Приготовление элюента	«Бедный» элюат	4200	120	-	40	Элюент	3000	160	-	40
	Конденсат «БЭ»	695	19	-	-					
	25% NH ₃	85	21	-	-	Испаренная влага	1980	-	-	-
	Итого	4980	160			Итого	4980	160		

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Десорбция	«Нагруженная» смола	2250	1585	-	81	Регенерированная смола	2250	1535	-	-
	Элюент	3000	160	-	40	«Богатый» элюат	800	90	-	81
	Вода на промывку	2000	-	-		«Бедный» элюат	4200	120	-	40
	Итого	7250	1745	-	121	Итого	7250	1745	-	121
Упаривание «богатого» элюата	«Богатый» элюат	800	90	-	81	Упаренный «богатый» элюат	135	82	-	81
	36% HCl на подкисление	30	11			Конденсат «БЭ»	695	19	-	-
	Итого	830	101	-	81	Итого	830	101	-	81
Кристаллизация и центрифугирование	Упаренный «богатый» элюат	135	82	-	81	Влажные кристаллы лизина	88	74	-	73.5
						Маточник	20	8	-	7.5
						Испаренная влага	27	-	-	-
	Итого	135	82	-	81	Итого	135	82	-	81
Сушка кристаллического лизина	Влажные кристаллы лизина	88	74	-	73.5	Кормовой кристаллический лизин	74.5	74	-	73.5
						Испаренная влага	13.5	-	-	-
	Итого	88	74	-	73.5	Итого	88	74	-	73.5
Упаривание стоков	Микроконцентрат	240	46	-	2	Концентрат стоков	600	269	3	13.5
	Ультраконцентрат	600	42	-	4	Испаренная влага	4267	-	-	-
	Маточник	47	8	-	7.5					
	Сток	3980	173	3						
	Итого	4867	269	3	13.5	Итого	4867	269	3	13.5
Приготовление ОМУ	Концентрат стоков	600	269	3	13.5	Органно-минеральное удобрение (ОМУ)	1530	1500	3	13.5
	Суперфосфат	1300	1231			Испаренная влага	370	-	-	-
	Итого	1900	1500	3	13.5	Итого	1900	1500	3	13.5

18. ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИЕ И ТЕПЛОФИЗИЧЕСКИЕ СВОЙСТВА ПРОМЕЖУТОЧНЫХ, ПОБОЧНЫХ, КОНЕЧНЫХ ПРОДУКТОВ И ОТХОДОВ ПРОИЗВОДСТВА

(данные по вязкости приводятся для 30⁰С)

Стадия	Вещество	Плотность, кг/м ³	Вязкость, сп	Теплоём- кость, ккал/кг·°С
1	2	3	4	5
Производство лизина из зерна				
Получение лейциновой жидкости	Посевная среда	1062	1.2	0.90
	Посевной материал	1012	1.0	0.95
	Исходная питательная среда	1059	1.3	0.89
	Дополнительная питательная среда	1222	4.1	0.65
	Культуральная жидкость	1026	1.6	0.90
	Лейциновая жидкость	1100	4.5	0.70
Производство АУК	Набухшее зерно	1250	-	0.66
	Замочная вода	1010	0.9	0.98
	Отжатое зерно	1135	-	0.73
	Крахмальное молоко	1026	1.0	0.95
	Крахмальная паста	1220	3.0	0.66
	Фильтрат	1000	0.8	1.0
	Гидролизат крахмала	1193	4.6	0.68
	Концентрат замочной воды	1115	3.6	0.73
	Высушенный остаток	1270	-	0.40
	Комбикорм	1290	-	0.38
	АУК	1330	7.3 (80 ⁰ С)	0.53
Получение гидролизата биомассы продуцента лизина	Концентрат биомассы	1038	4.7	0.90
	Микрофильтрат	1033	1.2	0.91
	Гидролизат биомассы	1045	1.2	0.92
	Концентрат гидролизата биомассы	1200	4.4	0.69
Полупериодический биосинтез лизина	Посевная среда	1009	1.0	0.95
	Посевной материал	1010	1.0	0.97
	Исходная питательная среда	1070	1.5	0.87
	Дополнительная питательная среда	1084	3.3	0.77
	Культуральная жидкость	1053	1.8	0.87
	Стабилизированная КЖ	1050	1.8	0.86
Получение кормового кристаллического лизина	Ультраконцентрат	1039	1.4	0.90
	Пермеат	1013	0.9	0.96
	Концентрат лизина после упаривания пермеата	1156	5.5 (80 ⁰ С)	0.62
	Кристаллы - I	1233	-	0.47

1	2	3	4	
	Маточник - I	1080	2.4	0.78
	Упаренный маточник - I	1193	17 (80 ⁰ C)	0.58
	Кристаллы - II	1260	-	0.38
	Маточник -II	1134	11	0.67
	Кристаллы-III	1247	-	0.47
	Маточник -III	1053	1.6	0.87
	Кормовой кристаллический лизин	1300	-	0.35
	ККЛ	1127	-	0.4
Производство лизина из мелассы				
Очистка мелассы	Разбавленная меласса	1237	2.7	0.66
	Подкисленная меласса	1242	2.7	0.65
	Очищенная меласса	1197	2.8	0.67
	Осадок	1327	35	0.59
Гидролиз БВК	Гидролизат БВК	1023	1.1	0.87
	Нейтрализованный гидролизат БВК	1005	1.1	0.94
	Концентрат нейтрализованного гидролизата БВК	1116	3.8	0.64
Полупериодический биосинтез лизина	Посевная питательная среда	1036	1.1	0.91
	Исходная питательная среда	1080	1.4	0.81
	Дополнительная питательная среда	1146	2.1	0.72
	Посевной материал	1013	1.2	0.97
	Культуральная жидкость	1123	2.5	0.80
Получение кормового кристаллического лизина	Микрофилтрат	1056	1.1	0.89
	Микроконцентрат	1066	2.8	0.60
	Пермеат	1019	1.1	0.93
	Ультраконцентрат	1023	1.8	0.96
	Сток	1017	1.1	0.97
	Элюент	1008	1.1	0.98
	Регенерированная смола	1200	-	0.4
	«Богатый» элюат	1023	1.1	0.93
	«Бедный» элюат	1003	1	0.98
	Упаренный «богатый» элюат	1163	5.5 (80 ⁰ C)	0.63
	Конденсат «БЭ»	1002	1.0	0.99
	Влажные кристаллы лизина	1240	-	0.45
	Маточник	1041	1.4	0.89
	Кормовой кристаллический лизин	1300	-	0.35
	Концентрат стоков	1192	4.3	0.70
Органно-минеральное удобрение (ОМУ)	2.7	-	0.21	

Уровень и средства автоматизации и механизации определяются проектировщиком в зависимости от масштабов производства и выбранной технологической схемы.

Данные по аналитическому контролю производства не приводятся поскольку решение этих вопросов в задачи курсового проекта не входит.

19. ПЕРЕЧЕНЬ НОРМАТИВНОЙ ДОКУМЕНТАЦИИ

СП 11-101-95 «Порядок разработки, согласования, утверждения и состав обоснований инвестиций в строительство предприятий, зданий и сооружений».

«Методические рекомендации по оценке эффективности инвестиционных проектов и их отбору для финансирования», утверждены Госстроем России, Минэкономки РФ, Минфином РФ, Госкомпромом России (№ 7-12/47 от 31.03.94).

СНиП 11-01-95

«Порядок составления и выдачи исходных данных на проектирование новых, расширение, реконструкцию и техническое перевооружение предприятий и производственных объектов медицинской промышленности» МУ 64-01-003-2002.

СП 11-102-97

МУ 64-01-003-2002 («Эталон технологических исходных данных на проектирование»).

НПБ 107-97.

ОСТ 42-510-98 «Правила организации производства и контроля качества лекарственных средств(GMP)»,

СНиП 2.09-85*.

СНиП 2.04.01 –85 «Внутренний водопровод и канализация зданий»,

СНиП 2.09.04-87 «Административные и бытовые здания»,

СНиП II-90-81,

СНиП 2.04.02-84,

СНиП 2.04.01-85,

СНиП 2.04.07-86*,

СНиП 2.04.05-91* «Отопление, вентиляция и кондиционирование воздуха»,

СНиП 11-3-79* «Строительная теплотехника»,

СНиП 11-12-77 «Защита от шума»,

ГОСТ 12.1.005-88 «Воздух рабочей зоны».

СНиП А9-71

НПБ 110-99

СНиП 2.04.03-85. Канализация. Наружные сети и сооружения.

Проектирование сооружений для очистки сточных вод. Справочное пособие к СНиП. М., Стройиздат, 1990.

СНиП 2.01.01 – 82. Строительная климатология и геофизика.

СНиП 0.05.04-85. Наружные сети и сооружения водоснабжения и канализации.

СанПиН

СНиП 2.01.51-90. Инженерно-технические мероприятия гражданской обороны.

СпиП II-11-77*. Защитные сооружения гражданской обороны. Нормы проектирования.

ГОСТ 12.1.010-76. Взрывобезопасность. Общие требования.

НПБ 105-95. Нормы пожарной безопасности. Определение категорий помещений и зданий по взрывопожарной и пожарной опасности.

ППБ 01-94. Правила пожарной безопасности в Российской Федерации.

СНиП 21-01-97. Пожарная безопасность зданий и сооружений.

ПБ 10-115-96. Правила устройства и безопасной эксплуатации сосудов, работающих под давлением.

НПБ 110-96. Перечень зданий, сооружений, помещений и оборудования, подлежащих защите автоматическими устройствами пожаротушения с автоматической пожарной сигнализацией.

ПУЭ-98. Правила устройства электроустановок. Изд.6-ое,1998г.

ПБ 09-170-97. Общие правила взрывобезопасности для взрывопожароопасных химических, нефтехимических и нефтеперерабатывающих производств.

ГОСТ 12.1.007-76,

ГОСТ 12.1.005-76.

СНиП 2.09.-85*

СНиП 21-01-97

СНиП 3.01.01-85 «Организация строительного производства»,

СНиП 1.04.03-85. Нормы продолжительности строительства и задела в строительстве предприятий, зданий и сооружений.

СНиП 3.02.01-87. Земляные сооружения. Несущие и ограждающие конструкции. Бетонные, железобетонные и монолитные работы. . Каменные работы.

СНиП 2.11.04-85. Инструкция по монтажу сборных железобетонных конструкций промышленных зданий и сооружений.

ППБ 05-86. Правила пожарной безопасности при производстве СМР.

СНиП III-4-80 . Техника безопасности в строительстве.

СНиП 12-03-99. Правила устройства и безопасной эксплуатации грузоподъёмных кранов.

ГОСТ 12.1.013-78.

СНиП 4-2-84

«Методические указания по оценке эффективности инвестиционных проектов и их отбору для финансирования», утвержденными Госстроем РФ, Минэкономики РФ, Минфином РФ, Госкомпромом РФ (№ 7-12/47 от 31.03.94).

ФЗ «О санитарно-эпидемиологическом благополучии населения» №52-ФЗ от 30.03.99

«Инструкции по строительному проектированию предприятий медицинской промышленности» (ВСН 64-064-88 М., Минмедбиопром, 1988г.

ГОСТ 2874-82. Вода питьевая.

ФС 42-2619-97. Вода очищенная.

ФС 42-2620-97. Вода для инъекций.