

МИНИСТЕРСТВО ОБРАЗОВАНИЯ И НАУКИ  
РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ  
КУРГАНСКИЙ ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ

Кафедра теоретической механики и сопротивления материалов

**КОМПЬЮТЕРНОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ  
ПРОЦЕССОВ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ  
МЕТОДИЧЕСКИЕ УКАЗАНИЯ**  
к выполнению лабораторных работ по  
процессам и аппаратам пищевых производств  
для студентов специальности 260601 (170600)

Курган 2005

Кафедра: "Теоретическая механика и сопротивление материалов"

Дисциплина: "Процессы и аппараты пищевых производств"  
(специальность 260601 (170600))

Составили: проф., д-р техн. наук Ивашко А.Г. (практическая часть);  
доцент, канд. техн. наук Тютрин С.Г. (теоретическая часть).

Утверждены на заседании кафедры 30 сентября 2004 г.

Рекомендованы методическим советом университета

" \_\_\_ " \_\_\_\_\_ 2005 г.

# 1 ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ВЫПАРИВАНИЯ СВЕКЛОВИЧНОГО СОКА

## Цель работы

1 Ознакомиться с процессом и математической моделью выпаривания свекловичного сока.

2 Исследовать влияние параметров выпарной установки, режимов выпаривания и качества исходного раствора на выход конечного продукта.

## Основные теоретические положения

Выпаривание – процесс повышения концентрации растворов твердых нелетучих или малолетучих веществ путем испарения летучего растворителя и отвода образовавшихся паров [1]. Выпаривание используют для выделения растворенных веществ в твердом виде, выделения растворителя в чистом виде и для поглощения теплоты от охлаждаемой среды.

В пищевых производствах выпаривают водные растворы (свекловичные, фруктовые и овощные соки, сиропы), суспензии (барду, кормовые дрожжи, пектиновый клей), эмульсии (молоко) и др. [2, 3]. Выпаривание производят в технологических устройствах, называемых выпарными аппаратами. Если процесс идет при пониженном давлении, то выпарные аппараты называют вакуум-аппаратами.

Выпарные аппараты различаются по назначению и конструктивному оформлению. Выбор конструкции и технологической схемы выпарных аппаратов определяется особенностями технологической схемы предприятия, свойствами выпариваемого раствора, назначением процесса выпаривания, традициями в данном производстве и т.п. Работа выпарных аппаратов технологически связана с различного рода конденсаторами, теплообменниками и другими устройствами.

На рисунке 1 изображен разрез выпарного аппарата конструкции ЦИНСа для свеклосахарного производства [4]. Основной частью выпарного аппарата является паровая камера (поверхность нагрева), выполненная в виде двух трубных решеток 1 и 2, в отверстия которых завальцованы трубки 3 длиной 3 м, наружным диаметром 33 мм и внутренним диаметром 30 мм. В средней части паровой камеры имеется так называемая циркуляционная труба 4 диаметром 500 мм. Через патрубок 5 пар поступает в пространство, образованное корпусом 6, трубками 3, циркуляционной трубой 4 и трубными решетками 1 и 2. Конденсат стекает из паровой камеры по нижней трубной решетке через патру-

бок 7, расположенный внизу межтрубного пространства. Неконденсирующиеся газы выводятся из верхней части паровой камеры по трубам 8.

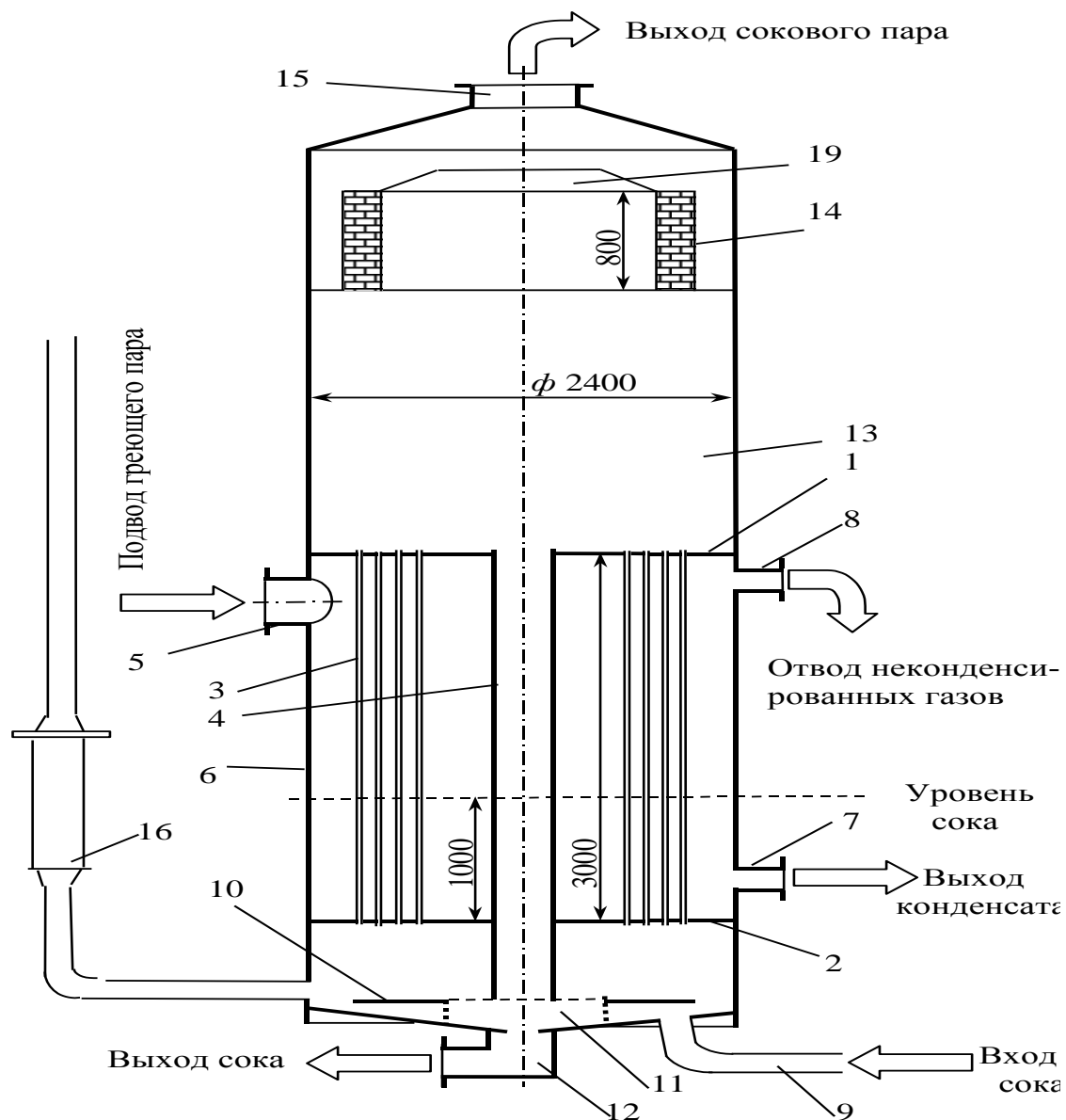


Рис. 1. Выпарный аппарат ЦИНС

Сок поступает в выпарный аппарат через нижнее днище по трубе 9 под распределительный зонт 10 и затем попадает внутрь трубок паровой камеры, где тотчас же начинается его кипение, причем пузырьки пара увлекают сок кверху. Выброшенный из трубок кипящий сок стекает в циркуляционную трубу, большая часть его возвращается обратно в кипяtilьные трубы, а меньшая

часть отводится из аппарата через воротник 11, составляющий одно целое с зонтом 10, и через трубу 12.

Над поверхностью нагрева расположено так называемое надсоковое пространство 13 высотой 3 м. В нем от выделившегося из сока пара отделяется основная часть увлекаемой им жидкости. Для окончательной очистки сокового пара служит ловушка 14, выполненная в виде кольцевой корзины, заполненной кольцами Рашига. При столкновении с этими кольцами капли сока задерживаются силами трения, а соковый или вторичный пар проходит через слой этих колец и выходит из аппарата через патрубок 15 над ловушкой.

Изучение процесса выпаривания показало, что пар образуется не в массе кипящей жидкости, а только на стенке поверхности нагрева, притом в определенных местах, являющихся центрами парообразования. Такими центрами парообразования, в частности, являются выступы шероховатостей, поэтому парообразование на шероховатых стенках протекает интенсивнее, чем на гладких.

Интенсивность испарения зависит также от смачиваемости поверхности. На рисунке 2 показано образование пузырька пара в жидкости. Механизм образования пузырька характеризуется так называемым краевым углом смачивания  $\Theta$ . У жидкости, хорошо смачивающей поверхность нагрева (рисунок 2 а), угол смачивания  $\Theta$  мал, жидкость быстро подтекает под пузырек пара, и он легко отрывается от поверхности нагрева.

При выпаривании жидкости, трудно смачивающей поверхность нагрева, например патоки, угол смачивания  $\Theta$  велик (рисунок 2 б), и пузырек пара с трудом отрывается от поверхности нагрева, так как у него слишком широкая ножка. Отрываются лишь вершины таких пузырьков, а ножки их все время остаются на поверхности нагрева. Если при этом центров парообразования много, то на поверхности образуется сплошная тонкая паровая подушка, отделяющая жидкость от поверхности нагрева. Так как теплопроводность пара незначительна, то наличие даже очень тонкой паровой пленки сильно уменьшает коэффициент теплопередачи.

Таким образом, жидкости с малой вязкостью, хорошо смачивающие поверхность теплопередачи, выпариваются быстрее. Однако, экспериментально установлено, что для одной и той же жидкости при одинаковых прочих условиях интенсивность теплообмена в вертикальной трубе зависит от температурного напора, т.е. от разности температур между греющим паром и кипящей жидкостью. Для воды повышение температурного напора до  $25^\circ$  увеличивает коэффициент теплоотдачи (при этом наблюдается пузырьчатое кипение). При малом температурном напоре пузырьки пара, отрываясь от стенки трубы, поднимаются вверх отдельно друг от друга. С увеличением температурного напора сначала в центре трубы образуется эмульсия, т.е. смесь пузырьков пара и жидкости, напоминающая пену. При дальнейшем увеличении температурного напора пу-

зырьки пара сливаются друг с другом и область эмульсирования расширяется. При увеличении температурного напора сверх критического значения (для воды это  $25^\circ$ ) образуется сплошная паровая пленка у стенок трубки вследствие скольжения пузырьков пара вдоль этих стенок, т.е. происходит пленочное кипение, при этом резко уменьшается коэффициент теплоотдачи. Поэтому процесс выпаривания следует вести в области пузырьчатого кипения.

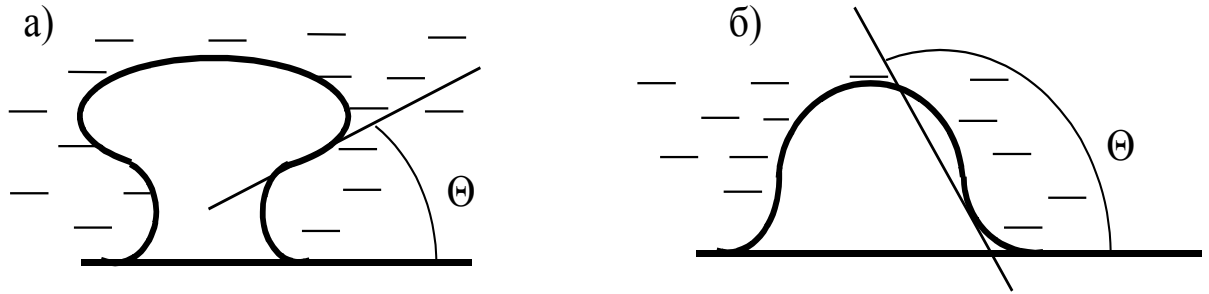


Рис. 2. Парообразование при разных углах смачивания  $\Theta$

На рисунке 3 показано движение жидкости в паровой камере выпарного аппарата. В произвольный момент времени высота столба жидкости  $h$  в циркуляционной трубе 1 ниже, чем высота столба  $H$  парожидкостной эмульсии в кипятильных трубках 2. Эти два разновысоких столба уравниваются потому, что удельный вес жидкости больше, чем удельный вес ее паровой эмульсии. Движение жидкости начинается в кипятильных трубках вследствие повышения ее температуры: сначала это приводит к снижению плотности и возникновению выталкивающей силы. По мере нагрева и движения вверх увеличивается количество пузырьков в жидкости (вследствие испарения, а также вследствие большей скорости движения пузырьков пара). Таким образом, в кипятильных трубках жидкость движется вверх с нарастающей скоростью и с увеличивающимся количеством пара, который, опережая жидкость, заставляет ее двигаться вверх.

Скорость пара, выходящего из трубок 2 (рисунок 3), колеблется от 5 до 25 м/с. Количество увлекаемой при этом жидкости в десятки раз больше количества жидкости, поступающей в аппарат. Для чего, собственно, и требуется циркуляционная труба 1, что по ней сок возвращается обратно ко входу в кипятильные трубки 2. Чем больше эта циркуляция, тем больше скорость сока, что имеет особое значение в нижней части трубок, так как увеличение скорости сока увеличивает коэффициент теплоотдачи к кипящей жидкости.

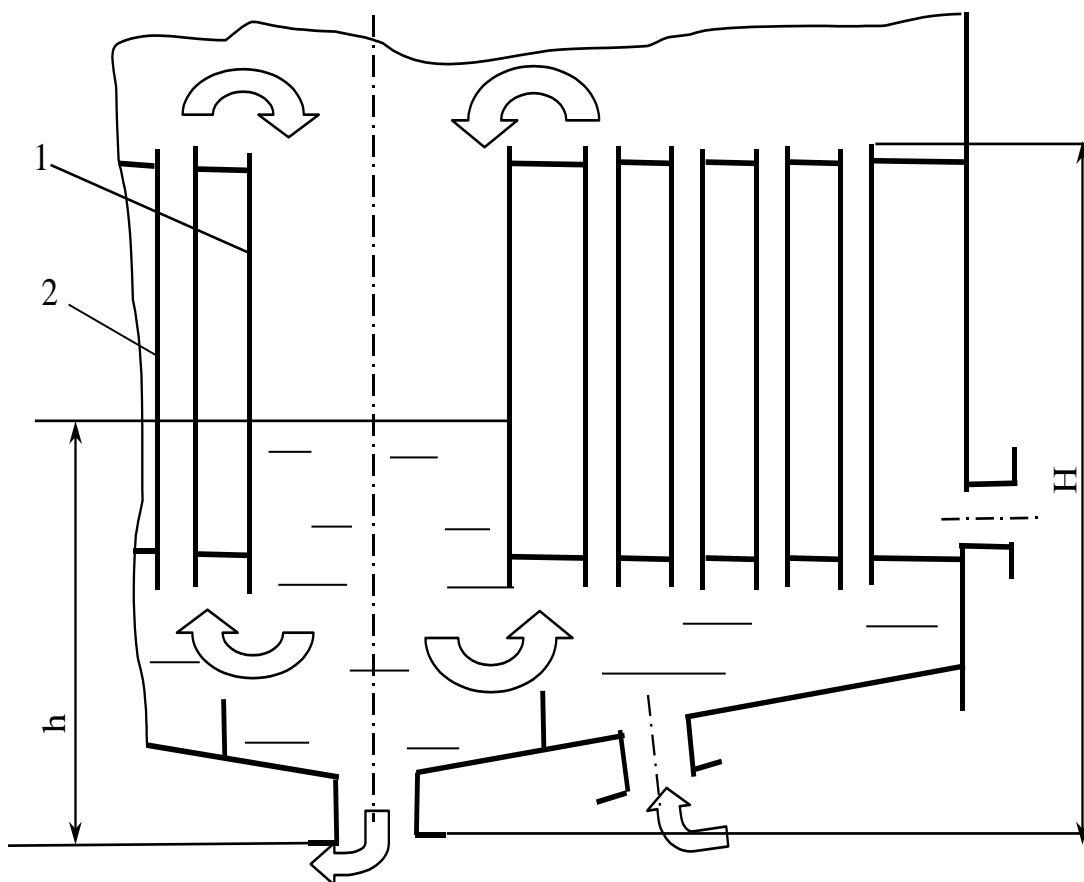


Рис. 3. Движение жидкости в паровой камере

Но циркуляция жидкости в выпарном аппарате имеет и отрицательные стороны, так как часть сока может очень долго находиться в аппарате, что неблагоприятно отражается на цветности продукта.

Тепловые процессы в свеклосахарном производстве имеют такое большое значение, что от их правильной организации в свое время зависело развитие и само существование этого производства в стране. И отечественные специалисты по сахарному производству блестяще справились с поставленной перед ними задачей: с точки зрения использования тепла и качества проведения тепловых процессов свеклосахарное производство не знает себе равных [4].

Основным источником экономии тепла явилось применение многокорпусной выпарной установки, представляющей собой несколько (обычно три - пять) выпарных аппаратов, работающих последовательно. При этом жидкость перекачивается от первого аппарата ко второму, от второго к третьему и так далее и в каждом последующем аппарате достигает все большей концентрации. Но главное в этой схеме то, что нагрев жидкости в каждом последующем аппарате происходит вторичным паром от предыдущего аппарата, т.е. за счет тепла выпаренной жидкости. В результате 1 кг острого пара (от парогенератора) мо-

жет выпарить в трехкорпусной установке около 3 кг воды, в четырехкорпусной - около 4 кг воды и т.д.

Математическая модель процесса выпаривания представлена следующей системой уравнений, обеспечивающей материальный и тепловой баланс на входе и выходе выпарного аппарата:

$$S_H = S_K + W ; \quad (1)$$

$$S_H \cdot CB_H = S_K \cdot CB_K ; \quad (2)$$

$$S_H \cdot C_H \cdot t_H + 0,95Q = S_K \cdot C_K \cdot t_K + W \cdot r , \quad (3)$$

где  $S_H$  – расход исходного раствора (мелассы), кг / ч;

$S_K$  – расход конечного раствора , кг / ч;

$W$ – расход выпаренной воды (вторичного пара), кг / ч;

$CB_H$  – концентрация в массовых процентах сухого вещества в исходном растворе;

$CB_K$  - концентрация в массовых процентах сухого вещества в конечном растворе;

$Q$  – количество подводимой теплоты, кДж / ч;

$C_H$  ,  $C_K$  – соответственно удельная теплоемкость исходного и конечного растворов (таблица 1);

$r$  – удельная теплота парообразования воды (таблица 2);

$t_H$  ,  $t_K$  – температура кипения исходного и конечного растворов соответственно, °С (считаем, что исходный раствор подается в аппарат при температуре кипения).

Таблица 1 – Зависимость удельной теплоемкости свекловичной мелассы (кДж / кг·град) от ее концентрации СВ, доброкачественности Дб и температуры [5]

СВ,%	Дб,%	Температура, °С			СВ,%	Дб,%	Температура, °С		
		20,6	51,1	81,1			20,6	51,1	81,1
15	94,3	3,82	3,87	3,95	40	59,6	-	-	3,34
15	79,6	3,8	3,84	3,9	40	51,8	3,19	3,31	3,42
15	62,8	3,78	-	3,88	65	94,3	2,62	2,79	2,92
15	59,6	3,78	-	3,88	65	79,6	2,61	2,77	2,88
15	51,8	3,77	-	3,9	75,5	83,2	-	2,53	2,68
40	94,5	3,22	3,32	3,44	76,7	59,6	-	-	2,57
40	79,6	3,2	3,3	3,4	76,8	51,8	-	-	2,63
40	62,8	3,17	3,27	3,35	81,8	62,8	-	-	2,47



Таблица 2 – Зависимость удельной теплоты парообразования воды  $r$  (кДж / кг) от давления  $P$  (кПа) [6]

$P$	0,59	1,96	9,8	19,6	39,2	53,4	78,4	88	98
$r$	2500	2457	2388	2360	2322	2297	2278	2269	2262
$P$	101,3	125	176	196	294	392	490	588	686
$r$	2260	2242	2215	2206	2168	2137	2111	2088	2067
$P$	784	882	980	1180	1370	1570	1760	1960	2940
$r$	2048	2031	2014	1984	1956	1930	1907	1882	1790
$P$	3920	5500	7440	9900	12800	16600	21100	22060	22110
$r$	1712	1605	1480	1320	1140	893	440	113	0

Уравнение (1) обеспечивает равенство расходов исходного раствора  $S_H$ , конечного раствора  $S_K$  и выпаренной воды (вторичного пара)  $W$ . Уравнение (2) описывает баланс сухих веществ на входе и выходе выпарного аппарата. Уравнение (3) системы есть уравнение теплового баланса, где коэффициент 0,95 учитывает пятипроцентные потери тепла.

В составе мелассы, кроме сахарозы и воды, имеются примеси (несахара), поэтому концентрация сухого вещества в растворе определяется так:

$$CB = \frac{G^{CAK} + G^{HEC}}{S} 100\%. \quad (7)$$

Количество сахаров и несахаров в мелассе (в массовых процентах) характеризует ее доброкачественность:

$$Dб = \frac{G^{CAK}}{G^{CAK} + G^{HEC}} 100\%. \quad (8)$$

В процессе выпаривания сахара происходит разложение сахарозы, причем процент среднечасового разложения  $G_{РАЗЛ}$  зависит от температуры и кислотности pH мелассы (таблица 3). Особенностью выпаривания сахара является и то, что кислотность раствора при его нагревании уменьшается [5]:

$$\Delta pH = - 0,0045 \Delta t. \quad (9)$$

Время выпаривания можно определить через среднее время полного обновления содержимого установки:

$$\tau = \frac{V\rho_H}{S_H}, \quad (10)$$

где  $V$  – объем раствора, находящегося в аппарате (зависит от внутреннего диаметра корпуса, высоты уровня жидкости в нем, количества, длины и наружного диаметра кипяtilьных труб);  
 $\rho_H$  – плотность исходного раствора, кг / м<sup>3</sup>.

Таблица 3 – Среднечасовое разложение сахарозы (в процентах к исходному содержанию) в зависимости от кислотности рН и температуры мексассы  $t$  [5]

рН = 8,2		рН = 7,0	
$t = 75^\circ\text{C}$	$t = 95^\circ\text{C}$	$t = 75^\circ\text{C}$	$t = 95^\circ\text{C}$
0,014%	0,040%	0,042%	0,080%

Плотность сахарного раствора может быть представлена следующей зависимостью [3]:

$$\rho = 1011,8 + 3,4 \cdot \text{CB} + 0,02 \cdot \text{CB}^2 - (0,4 + 0,0025 \cdot \text{CB})(t - 20). \quad (11)$$

Таким образом, доброкачественность конечного раствора может быть определена так:

$$D\delta_k = D\delta_H \left(1 - \frac{G_{\text{РАЗЛ}}}{100} \tau\right). \quad (12)$$

Из теории растворов известно, что при одной и той же температуре давление  $p$  паров над чистым растворителем больше, чем давление  $p_p$  паров над раствором. В результате при одном и том же давлении температура  $T$  кипения чистого растворителя ниже температуры  $T_p$  кипения раствора. Разность между температурами кипения раствора и растворителя называют температурной депрессией:

$$T_p - T = \Delta_t. \quad (13)$$

Температурная депрессия зависит от свойств растворенного вещества и растворителя. Она повышается с увеличением концентрации раствора и давления.

Температурная депрессия  $\Delta_t^a$  свекловичной мелассы при атмосферном давлении приведена в таблице 4. Депрессию при других давлениях можно определить по приближенной формуле Тищенко [1]:

$$\Delta_t = K \cdot \Delta_t^a, \quad (14)$$

где  $K$  – коэффициент, зависящий от давления (таблица 5).

Температура кипения растворителя (воды) также зависит от давления и определяется по таблице 6. Таким образом, по формулам (13) и (14) можно определить температуру кипения мелассы.

Основной технологической целью процесса выпаривания в пищевых производствах является обеспечение заданной концентрации выпариваемого раствора. Например, концентрация выпариваемого диффузионного сока сахарных заводов после многокорпусной установки должна составлять 65% сухого вещества.

Таблица 4 – Повышение точки кипения свекловичной мелассы различной концентрации СВ и добротности Дб над точкой кипения чистой воды, °С [5]

СВ, %	5	10	15	20	25	30	35	40	45
Дб = 100%	0,05	0,1	0,2	0,3	0,45	0,6	0,8	1,05	1,4
Дб = 62%	0,05	0,2	0,35	0,5	0,75	1,1	1,5	1,95	2,5
СВ, %	50	55	60	65	70	75	80	85	90
Дб = 100%	1,8	2,3	3	3,8	5,1	7	9,4	13	19,6
Дб = 62%	3,15	4	5	6,2	8	10,3	13,6	18,2	26,9

Таблица 5 – Коэффициент  $K$  температурной депрессии в зависимости от давления  $P$  [1]

$P$ , кПа	6	8	10	15	20	30	40	50	60	80	100	150
$K$	0,64	0,665	0,69	0,73	0,76	0,81	0,85	0,88	0,91	0,95	1,0	1,07

Таблица 6 – Зависимость температуры кипения воды  $t$  (°С) от давления  $P$  (кПа) [7]

$P$	0,981	1,961	3,923	9,807	19,61	29,42	39,23	49,03	58,84
$t$	6,698	17,20	28,64	45,45	59,67	68,68	75,42	80,86	85,45
$P$	68,65	78,45	88,26	98,07	101,3	147,1	196,1	245,2	294,2
$t$	89,45	92,99	96,18	99,09	100,00	110,79	119,62	126,79	132,88
$P$	392,3	490,3	588,4	686,5	784,5	882,6	980,7	1961	2452
$t$	142,92	151,11	158,08	164,17	169,61	174,53	179,04	211,38	222,90

Основная обобщенная оценка процесса выпаривания – это удельные затраты на выпаривание 1 м<sup>3</sup> воды. Частными оценками являются удельные затраты (расходы) пара, тепловой или электрической энергии, капитальные, эксплуатационные или другие затраты, которые характеризуют отдельные стороны этого сложного процесса.

Работа проводится на компьютерной модели, выполненной У.А.Ивашко – студенткой группы МС-2140 Курганского государственного университета [8]. Программа написана на языке программирования Delphi. Для решения системы нелинейных уравнений (1)...(3) применен метод секущей. При этом данные таблиц 1..5 интерполированы многочленами различных степеней.

Для вызова программы необходимо левой кнопкой мышки щелкнуть на папке “Выпаривание”, имеющейся на экране компьютера. После открытия папки нужно левой кнопкой мышки щелкнуть на ярлыке Project 1.

После загрузки программы пользователю предоставляется удобный интерфейс в виде пульта управления установкой, который позволяет изменять параметры выпарного аппарата, режим выпаривания и качество исходного продукта. Кроме того, имеется меню “Помощь в работе с программой”, в котором содержится схема установки, описание процесса и информация о разработчиках программы. Помощью данного меню можно воспользоваться в режиме “только для чтения”.

Величины всех исходных параметров можно установить путем нажатия указателем мыши на стрелки или путем непосредственного задания их в отведенных для них полях. При этом дробную часть от целой необходимо отделять запятой.

После задания начальных параметров следует нажать (т.е. щелкнуть мышкой) на кнопку “Выполнение процесса”, после чего строка прогресса будет “заполняться”, что означает выполнение расчетов программой. После их завершения в специальные поля выведутся ответы: расход конечного раствора, концентрация сухого вещества в нем, доброкачественность конечного раствора и расход вторичного пара. Поля для ответов устроены таким образом, что пользователь легко может скопировать данные в буфер обмена операционной системы и использовать их потом в других приложениях.

### **Порядок выполнения работы**

1 Получить у преподавателя задание: постоянные параметры установки, варьируемые параметры процесса и диапазон их изменения (Приложение А).

2 Включить компьютер и вызвать программу “Выпаривание”. Ввести исходные (постоянные) данные.

3 Ввести величину часового расхода тепла  $Q$  (по своему усмотрению). Нажать на кнопку “Выполнение процесса”. Полученные результаты записать в таблицу 7.

Повторить опыт по п. 3 для 10...20 значений параметра  $Q$ .

4 По полученным данным построить график зависимостей концентрации и доброкачественности сухого вещества в конечном продукте, а также расхода вторичного пара от часового расхода тепла при разных значениях варьируемых параметров.

5 Определить удельные энергозатраты на выпаривание 1 кг воды из исходного раствора по формуле:

$$q = \frac{Q}{W}. \quad (15)$$

На том же графике (п. 4) построить зависимость удельных энергозатрат  $q$  от расхода тепла  $Q$ . Сделать выводы.

### Контрольные вопросы

1 Что называют выпариванием?

2 Для чего применяется выпаривание? Приведите примеры применения процесса выпаривания в пищевых производствах.

3 Поясните устройство и принцип работы выпарного аппарата конструкции ЦИНСа.

4 Как влияют температурный напор, шероховатость и смачиваемость поверхности кипяtilьных труб на интенсивность выпаривания?

5 Как движется жидкость в паровой камере? Чем вызвано это движение, с какой целью? Каковы недостатки такого движения жидкости?

6 Поясните принцип действия, преимущества и недостатки многокорпусной выпарной установки.

7 Баланс каких величин описывает математическая модель процесса выпаривания свекловичного сока?

8 Что называют доброкачественностью мелассы? Как меняется доброкачественность мелассы при выпаривании?

9 Что называют температурной депрессией? Как меняется температурная депрессия от давления и концентрации раствора?

## Отчет о работе

1 Название и цель работы.

2 Схема установки (упрощенно, рисунок 1).

3 Характеристики экспериментальной установки и диапазоны их варьирования:

внутренний диаметр аппарата  $D = \text{_____}$  (м);

высота раствора в аппарате  $h = \text{_____}$  (м);

число кипяtilьных трубок (с соком)  $n = \text{_____}$  ;

длина трубок  $l = \text{_____}$  (м);

внутренний диаметр трубок  $d = \text{_____}$  (м);

расход исходного раствора  $S_H = \text{_____}$  (кг/ ч);

давление в аппарате  $P = \text{_____}$  (кПа).

4 Качество исходного раствора:

количество сухого вещества  $СВ_H = \text{_____}$  (%);

доброкачественность  $Дб_H = \text{_____}$  (%);

кислотность (водородный показатель)  $pH = \text{_____}$  .

5 Результаты опыта.

Таблица 7 – Результаты опыта

№	Часовой расход тепла $Q$ , кДж/ ч	Расход конечного раствора $S_K$ , кг/ ч	Концентрация сухого вещества конечная, %	Доброкачественность конечного раствора, %	Расход вторичного пара $W$ , кг/ч	Удельные энергoзатраты $q$ , кДж/кг
1						
2						
3						

6 График зависимостей концентрации и доброкачественности сухого вещества в конечном продукте, а также расхода вторичного пара и удельных энергoзатрат от часового расхода тепла при исследованных параметрах.

7 Выводы (о наличии оптимума).

## Список литературы

1 Кавецкий Г.Д., Васильев Б.В. Процессы и аппараты пищевой технологии.- М.: Колос, 2000.- 551 с.

2 Малахов Н.Н., Плаксин Ю.М., Ларин В.А. Процессы и аппараты пищевых производств: Учебник.- Орел: Изд-во Орловского государственного технического ун-та, 2001.- 687 с.

3 Остапчук Н.В. Основы математического моделирования процессов пищевых производств: Учебное пособие.- Киев: Вища школа, 1991.- 367 с.

4 Жигалов С.Ф. Процессы и аппараты свеклосахарного производства.- М.: Пищепромиздат, 1958.- 608 с.

5 Герасименко А.А., Олянская С.П., Гривцева Э.А. Меласса и мелассообразование в свекловичном производстве.- Киев: Вища школа, 1984.- с.

6 Кошкин Н.И., Ширкевич М.Г. Справочник по элементарной физике.- М.: Наука, 1980.- С. 70.

7 Кухлинг Х. Справочник по физике.- М.: Мир, 1982.- С. 467.

8 Ивашко У.А. Компьютерное моделирование процесса выпаривания сока/ Под рук. А.Г.Ивашко и С.Г.Тютрина // Сборник научных трудов студентов Курганского государственного университета.- Курган: Изд-во Курганского гос. ун-та., 2002.- Ч. 1.- С. 41...42.

## **2 ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ГИДРОЛИЗА КРАХМАЛА**

### **Цель работы**

1 Ознакомиться с процессом и математической моделью гидролиза крахмала.

2 Исследовать влияние параметров гидролизной установки и режимов гидролиза на выход конечного продукта.

### **Основные теоретические положения**

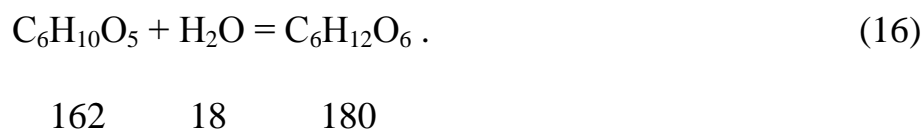
В пищевых производствах широко применяются химические и биохимические процессы [1]. Химические процессы основаны на химических превращениях веществ с учетом влияния их концентраций, температуры, давления, наличия катализаторов и т. п. Химические процессы в пищевой промышленности осуществляются при очистке диффузионного сока, осветлении сахарного сиропа, фруктовых соков и вина, гигрогенизации жиров, рафинации растительного масла, гидролизе крахмала, очистке сточных вод и др.

Процессы, связанные с воздействием на перерабатываемые продукты ферментов или биологических препаратов и с изменением вследствие этого химического состава продуктов, называют биохимическими. Биохимические процессы, основанные на применении дрожжей, осуществляют при производстве

кваса, пива, этилового спирта, глицерина, хлебопекарных дрожжей. На основе применения бактерий осуществляется ацетоно-бутиловое производство, производство уксуса, молочной и других кислот. Путем применения плесневых грибов производят лимонную, глюконовую, фумарную, итколовую кислоты, стрептомицин, пенициллин. Эти продукты бродильных производств получают в результате каталитического действия ферментов микроорганизмов. К биохимическим процессам относят также пастеризацию, стерилизацию, дезинфекцию и др.

В данной лабораторной работе исследуется непрерывный процесс кислотного гидролиза крахмала. Исследование производится на компьютере при помощи математической модели процесса. Применение методов математического моделирования значительно облегчает и ускоряет изучение кинетики химических и биохимических процессов.

Гидролизом крахмала называется реакция присоединения воды к полисахаридам с образованием глюкозы. Глюкоза – простейший природный сахар. Свободная глюкоза содержится в плодах, ягодах, меде. Но чаще она входит в состав сложных высокомолекулярных соединений (крахмал, клетчатка и др.). Крахмал является основным источником получения глюкозы. Реакция гидролиза крахмала может быть выражена следующим уравнением [2]:



Под уравнением (16) указан молекулярный вес входящих в него веществ. Отсюда видно, что теоретический выход глюкозы в процессе гидролиза составляет  $(180 : 162) \cdot 100 = 111,11\%$  к массе крахмала.

В крахмально-паточном производстве обычно крахмал гидролизуют при температуре 100...150°C. Кислоты ускоряют реакцию гидролиза, т.е. являются катализаторами данного процесса. Практическое применение нашли сильные соляная и серная кислоты. Причем, если принять каталитическую активность соляной кислоты за 100%, то каталитическая активность серной кислоты составит 50...53%. Азотную кислоту не применяют из-за возникновения побочных (окислительных) реакций. Остальные кислоты малоактивны.

Кислотный гидролиз может осуществляться в аппаратах периодического и непрерывного действия. Схема установки для непрерывного осахаривания крахмала кислотным гидролизом приведена на рисунке 4 [2, 3]. Этот процесс эффективно протекает в присутствии кислоты (HCl), способствующей разрыву



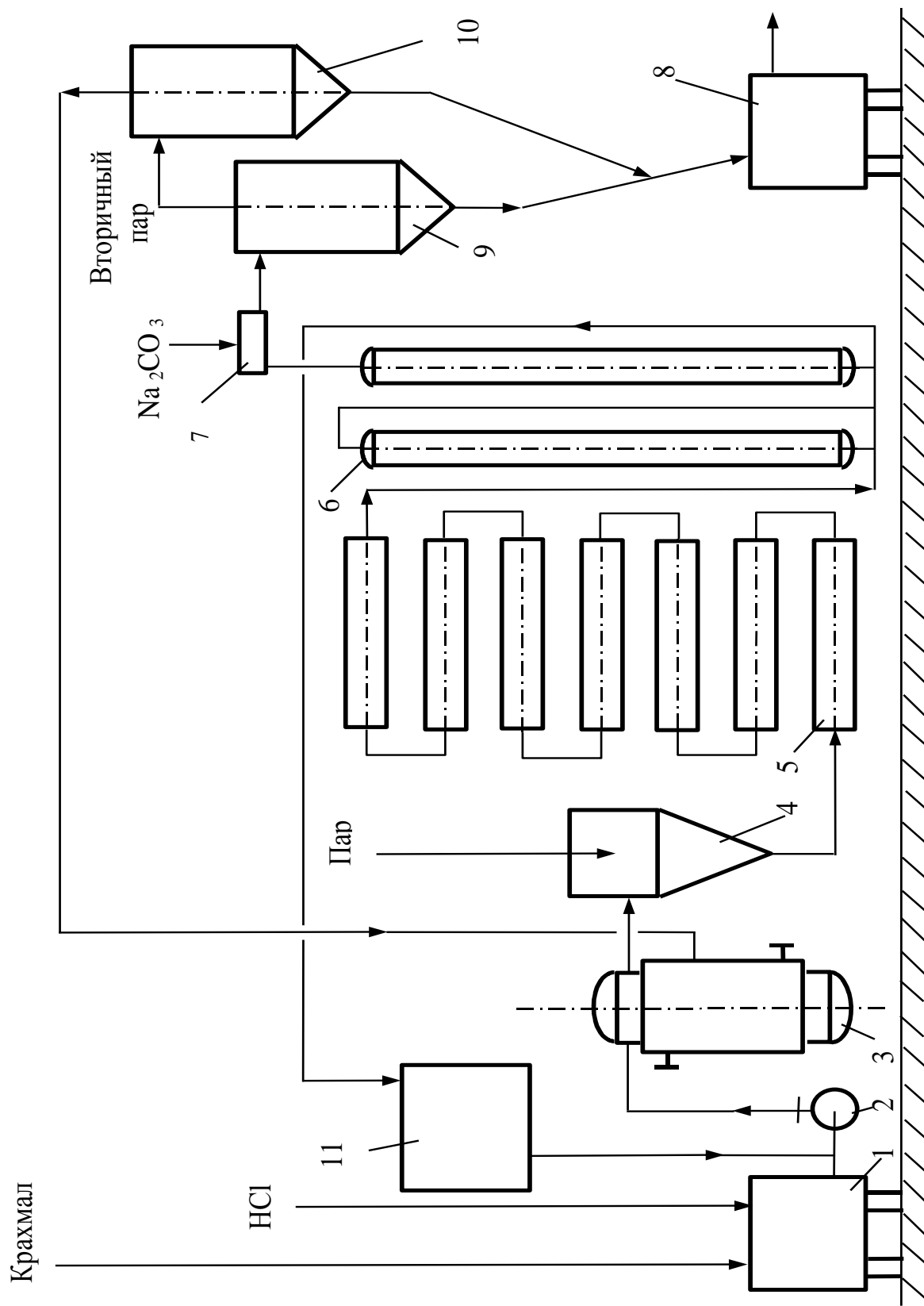


Рис. 4. Схема установки для непрерывного кислотного гидролиза крахмала

$\alpha$ -1,4- и  $\alpha$ -1,6 –связей в молекуле крахмала при высоких температурах (138-147°C).

Суспензию крахмала подкисляют соляной кислотой в сборнике 1 и насосом 2 подают в подогреватель 3, где она нагревается до температуры, близкой к температуре клейстеризации (таблица 8). Далее смесь поступает в подогреватель-смеситель 4. Подача производится по касательной к радиусу подогревателя-смесителя, вследствие чего смесь вращается, что способствует более равномерному и более быстрому нагреву. Нагрев производится барботирующим паром под давлением 0,6 МПа.

Затем смесь поступает в выдерживатель 5, выполненный из кислотостойких труб. Смесь движется с постоянной скоростью и проходит через выдерживатель за полчаса (в течение этого времени происходит гидролиз). Степень осахаривания непрерывно контролируется. При необходимости гидролизат направляют на доосахаривание в одну из двух вертикальных труб 6.

Гидролизат заданного состава нейтрализуют содой в аппарате 7, обеспечивая показатель рН в пределах 4,6...4,8. После этого гидролизат направляют в испаритель 9, где часть влаги испаряется. Гидролизат охлаждается до 90°C и через сборник 8 выводится из установки.

Таблица 8 – Зависимость температуры клейстеризации крахмала (°C) от содержания кислот в растворе суспензии [2]

Кислота	Нормальность раствора кислоты										
	0,25	0,5	1	1,5	2	2,5	3	4	5	7	9
Соляная	60,8	60,6	59,7	58,6	56,3	-	49,6	-	-	-	-
Серная	-	61,8	63,8	64,2	64,5	-	65,2	63,0	60,5	55,8	49,1
Уксусная	-	58,3	56,1	54,0	54,9	54,6	53,7	52,0	50,4	-	-

Образовавшийся в испарителе 9 вторичный пар отделяется от увлеченных им капель продукта в брызгоуловителе 10 и используется затем в теплообменнике 3. Нестандартный гидролизат направляют в сборник 11 на вторичную переработку.

При гидролизе крахмала одновременно изменяются концентрации исходного сырья и воды, поэтому эта реакция является бимолекулярной. Но поскольку процесс происходит при огромном избытке воды, то изменением ее концентрации пренебрегают и реакцию гидролиза рассматривают как мономолекулярную:

$$dX/d\tau = K_1 (\alpha - X) , \quad (17)$$

где  $\alpha$  – масса крахмала до гидролиза, кг;

$X$  - масса крахмала, подвергшегося гидролизу за время  $\tau$ , кг;

$K_1$  – кинетический коэффициент,  $\text{ч}^{-1}$ .

Кинетический коэффициент является функцией температуры  $t$  и водородного показателя pH среды:

$$\lg K_1 = -3,74 - 1,072 \text{ pH} + 0,043 t . \quad (18)$$

С повышением концентрации глюкозы в растворе происходит реакция реверсии – соединение молекул глюкозы в дисахариды (ревертозу), которые в результате гидролиза также могут образовывать некоторое количество глюкозы. Дифференциальное уравнение этого процесса имеет вид:

$$dy/d\tau = K_2 (x - y)^2 - K_3 y , \quad (19)$$

где  $x$  – исходное количество глюкозы, кг;

$y$  – количество глюкозы, превратившейся в ревертозу, кг;

$K_2 = K_1 / 560$  – кинетический коэффициент реверсии глюкозы,  $\text{ч}^{-1}$ ;

$K_3 = K_1 / 2$  – кинетический коэффициент гидролиза ревертозы,  $\text{ч}^{-1}$ .

При осахаривании происходит также необратимая реакция разложения глюкозы с образованием гидроксиметилфурфура и других веществ, обладающих свойствами кислот. Кинетика этой реакции описывается уравнением:

$$dZ/d\tau = K_4 (x - Z) , \quad (20)$$

где  $Z$  – масса глюкозы, пошедшая на образование продуктов ее необратимого разложения, кг;

$K_4 = 10^{(-3,26045 - 0,94 \text{ pH} + 0,0215 t)}$  – кинетический коэффициент разложения глюкозы,  $\text{ч}^{-1}$ .

При непрерывном процессе общий расход реакционной смеси  $G$  (в кг/ ч) состоит из расходов (в кг/ ч) крахмала  $S_{\text{КР}}$ , воды  $G_{\text{В}}$  и кислоты  $G_{\text{КИСЛ}}$ :

$$G = S_{\text{КР}} + G_{\text{В}} + G_{\text{КИСЛ}} . \quad (21)$$

Линейная скорость движения  $D$  реакционной смеси по трубе выдерживателя, где непосредственно происходит гидролиз, определяется в м/ ч так:

$$D = G / ( \pi r^2 \rho ) , \quad (22)$$

где  $r$  – внутренний радиус труб выдерживателя, м;  
 $\rho$  – плотность реакционной смеси, кг/ м<sup>3</sup> .  
 Время  $\tau$  нахождения смеси в выдерживателе:

$$\tau = \rho \pi r^2 \ell / G, \quad (23)$$

откуда

$$d\tau = \frac{\rho \pi r^2}{G} d\ell, \quad (24)$$

где  $\ell$  – длина выдерживателя (пройденный смесью путь), м.

Учитывая формулы (17)...(24), а также то, что теоретический выход массы глюкозы равен 111,11% относительно массы исходного крахмала, математическую модель непрерывного процесса гидролиза крахмала запишем в виде:

$$D \frac{dS_{ГТ}}{d\ell} = K_1 (1,1111 S_{КР} - S_{ГТ}); \quad (25)$$

$$D \frac{dS_P}{d\ell} = K_2 (S_{ГТ} - S_P)^2 - K_3 S_P; \quad (26)$$

$$D \frac{dS_D}{d\ell} = K_4 (S_{ГТ} - S_D), \quad (27)$$

где  $S_{КР} = d\alpha / d\tau$  – расход крахмала в данном сечении выдерживателя, кг/ ч;  
 $S_{ГТ} = 1,1111 dX / d\tau$  – теоретический выход глюкозы, кг/ ч;  
 $S_P = dy / d\tau$  – расход глюкозы, подвергшейся реверсии, кг/ ч;  
 $S_D = dZ / d\tau$  – расход глюкозы, подвергшейся необратимому разложению, кг/ч.

Действительный выход глюкозы (в кг/ ч) определится так:

$$S_{Г} = S_{ГТ} - S_P - S_D. \quad (28)$$

Расход оставшегося негидролизованного крахмала

$$S_{К0} = (1,1111 S_{КР} - S_{Г} - S_P - S_D) / 1,1111. \quad (29)$$

Происходящие превращения углеводов в процессе кислотного гидролиза крахмала схематично представлены на рисунке 5 [2].

Технологической задачей процесса гидролиза и подготовки гидролизата является получение биологически доброкачественного сахаросодержащего раствора. Но поскольку при гидролизе происходит и необратимое разложение глюкозы, а также образуется оксиметилфурфурол, который снижает скорость процесса (т. е. является ингибитором), поэтому очень важно установить оптимальное время гидролиза, по истечении которого в растворе будет максимальное количество глюкозы.

Пищевая глюкоза представляет собой гетерогенную смесь кристаллов гидратной глюкозы и затвердевшего межкристаллитного раствора, содержащего продукты разложения и реверсии глюкозы, олигосахариды и некоторые другие вещества. Для получения пищевой глюкозы получаемую в результате гидролиза суспензию после нейтрализации фильтруют, обесцвечивают активным углем, снова фильтруют, выпаривают, кристаллизуют в течение 1-2 суток и брикетируют [2].

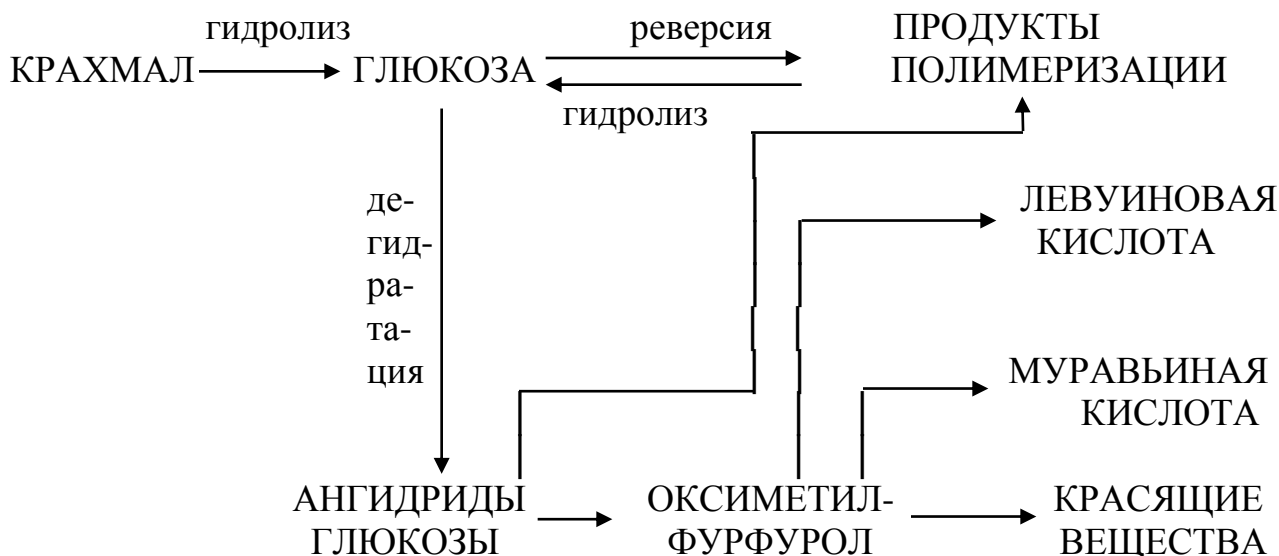


Рис. 5. Превращения углеводов при кислотном гидролизе крахмала

Пищевая глюкоза обладает сладким вкусом с едва заметным привкусом горечи. Улучшенного качества пищевую глюкозу получают, используя при гидролизе щавелевую кислоту. Свести к минимуму нежелательные примеси межкристаллитного раствора и значительно повысить качество и улучшить вкус пищевой глюкозы позволяет применение ферментативного гидролиза крахмала.

Работа проводится на компьютерной модели, выполненной Д.В.Гонцовым – студентом группы МС-2140 Курганского государственного университета [4].

Программа написана на языке программирования Delphi 6.0 и предназначена для работы в операционных системах Windows 9x/Nt. Для решения системы дифференциальных уравнений (25)...(27) применен метод Рунге-Кутты четвертого порядка. Для вызова программы необходимо левой кнопкой мышки щелкнуть на ярлыке “Гидролиз”, имеющемся на экране компьютера. Другой способ вызова программы – запустить главный исполняемый модуль Гидролиз.exe.

Интерфейс программы разрабатывался так, чтобы он был максимально простым и понятным и, одновременно, достаточно функциональным и информативным.

На главном окне программы находится изображение схемы установки кислотного гидролиза крахмала с расставленными на ней позициями, описание которых можно найти в специальном меню программы.

В нижней части окна находятся поля для ввода начальных параметров. Через эти поля задают параметры установки и режим ее работы. Для наглядности и интерактивности программы введена следующая функция программы: при наведении указателем мыши на название какого-либо поля на рисунке установки выделяется тот ее элемент, который отвечает за данный параметр процесса. Например, при наведении указателя мыши на поле “Скорость движения смеси”, на рисунке выделяется насос; при наведении на поле “Температура” – выделяется нагреватель.

После задания начальных параметров следует нажать (т.е. щелкнуть мышкой) на кнопку “Запустить установку”, после чего строка прогресса будет “заполняться”, что сигнализирует о выполнении расчетов программой. После их завершения в специальные поля выведутся ответы: выход глюкозы, расход оставшегося крахмала и продолжительность процесса. Поля для ответов устроены таким образом, что пользователь легко может скопировать данные в буфер обмена операционной системы и использовать их потом в других приложениях.

В программе существует специальное вспомогательное меню, названное “Помощь”, через которое можно получить информацию по позициям на схеме установки, а также общие сведения о технологическом процессе, промежуточные результаты вычислений и информацию об авторе программы.

## Порядок выполнения работы

1 Получить у преподавателя задание: постоянные параметры установки, варьируемые параметры процесса и диапазон их изменения (приложение 2).

2 Включить компьютер и вызвать программу “Гидролиз”. Ввести исходные (постоянные) данные.

3 Ввести величину линейной скорости процесса  $D$  (по своему усмотрению). Нажать на кнопку “Запустить установку”. Полученные результаты записать в таблицу 9.

Повторить опыт по п. 3 для 10...20 значений параметра  $D$ .

4 По полученным данным построить график зависимостей выхода конечного продукта от продолжительности процесса при разных значениях исходных данных. Сделать выводы.

## Контрольные вопросы

1 Какие процессы пищевых производств называют химическими? Приведите примеры.

2 Какие процессы пищевых производств называют биохимическими? Приведите примеры.

3 Какой процесс называют гидролизом?

4 Какие условия и вещества способствуют гидролизу крахмала?

5 Какие явления и вещества тормозят процесс гидролиза крахмала?

6 Назовите основные аппараты установки для непрерывного кислотного гидролиза крахмала.

7 Назовите основные технологические операции процесса непрерывного кислотного гидролиза крахмала.

8 Как осуществляется нагрев в смесителе-нагревателе?

9 К какому классу уравнений относится математическая модель процесса непрерывного кислотного гидролиза крахмала?

10 Какое влияние оказывают различные кислоты на процесс гидролиза и на качество получаемой глюкозы?

## Отчет о работе

1 Название и цель работы.

2 Схема установки (рисунок 4).

3 Характеристики экспериментальной установки:

длина труб выдерживателя  $l = \underline{\hspace{2cm}}$  (м);

расход исходного крахмала  $S_{кр} = \text{_____}$  (кг/ ч);

4 Условия проведения процесса:

водородный показатель смеси рН = \_\_\_\_\_ ;

температура смеси t = \_\_\_\_\_ (°С).

5 Результаты опыта.

Таблица 9 – Результаты опыта

№	Водородный показатель рН	Температура смеси t, °С	Линейная скорость D, м / ч	Выход глюкозы, кг / ч	Расход оставшегося крахмала, кг/ч	Продолжительность процесса, ч
1						
2						
3						

6 График зависимости выхода глюкозы от продолжительности процесса при исследованных параметрах.

7 Выводы (о наличии оптимума).

### Список литературы

1 Остапчук Н.В. Основы математического моделирования процессов пищевых производств: Учеб. пособие.- Киев: Вища школа, 1991.- 367 с.

2 Технология крахмала и крахмалопродуктов/ Н.Н.Трегубов, Е.А.Жарова, А.И.Жушман, Е.К.Сидорова; Под ред. Н.Н.Трегубова.- М.: Легкая и пищевая промышленность, 1981.- 472 с.

3 Грачев Ю.П., Тубольцев А.К., Тубольцев В.К. Моделирование и оптимизация тепло- и массообменных процессов пищевых производств.- М.: Легкая и пищевая промышленность, 1984.- С. 191...207.

4 Гонцов Д.В. Компьютерное моделирование процесса гидролиза крахмала/ Под рук. А.Г.Ивашко и С.Г.Тютрина // Сборник научных трудов студентов Курганского государственного университета.- Курган: Изд-во Курганского гос. ун-та., 2002.- Ч. 1.- С. 114...115.



## Приложение А

### **Пример задания исходных данных для исследования процесса выпаривания свекловичного сока**

Характеристики экспериментальной установки и диапазоны их варьирования:

внутренний диаметр аппарата  $D = 2,4$  (м);  
высота раствора в аппарате  $h = 1$  (м);  
число кипяtilьных трубок (с соком)  $n = 100$ ;  
длина трубок  $\ell = 3$  (м);  
внутренний диаметр трубок  $d = 0,03$  (м);  
расход исходного раствора  $S_H = 100$  (кг/ ч);  
давление в аппарате  $P = 100; 90$  (кПа).

Качество исходного раствора:

количество сухого вещества  $СВ_H = 40$  (%);  
доброкачественность  $Дб_H = 94$  (%);  
кислотность (водородный показатель)  $pH = 8$  .

Примечание. В интерфейсе дробная часть числа должна отделяться запятой.

## Приложение Б

### **Пример задания исходных данных для исследования процесса гидролиза крахмала**

Характеристики экспериментальной установки:

длина труб выдерживателя  $\ell = 10$  (м);

расход исходного крахмала  $S_{\text{кр}} = 100$  (кг/ ч);

Условия проведения процесса:

водородный показатель смеси  $\text{pH} = 1; 2$ ;

температура смеси  $t = 138; 147$  (°C).

Примечание. В интерфейсе дробная часть числа должна отделяться запятой.

Александр Григорьевич Ивашко  
Сергей Геннадьевич Тютрин

**КОМПЬЮТЕРНОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ  
ПРОЦЕССОВ ПИЩЕВЫХ ПРОИЗВОДСТВ**

Методические указания  
к выполнению лабораторных работ по  
процессам и аппаратам пищевых производств  
для студентов специальности 260601 (170600)

Редактор М.В.Легенчук

---

Подписано к печати  
Формат 60<sup>x</sup>84 1/16  
Заказ

Усл. печ.л. 1,75  
Тираж 30

Бумага тип. №1  
Уч. изд. л. 1,75  
Цена свободная

---

Редакционно-издательский центр КГУ.  
640669, г. Курган, ул. Гоголя, 25.  
Курганский государственный университет.