
УДК 631.31; 519.71

С.А. ЛЯШЕНКО, А.С. ЛЯШЕНКО, И.С. БЕЛЯЕВА

ПОСТРОЕНИЕ ЛИНЕАРИЗИРОВАННЫХ МАТЕМАТИЧЕСКИХ МОДЕЛЕЙ СОКООЧИСТИТЕЛЬНОГО ОБОРУДОВАНИЯ САХАРНОГО ПРОИЗВОДСТВА

Рассматриваются тепло - и массообменные процессы, осуществляющиеся при очистке диффузионного сока в сокоочистительном отделении сахарного завода. На основе уравнений баланса для массо- и теплообменных частей преддефектора и подогревателей, которые, в основном, задают температурный режим работы отделения, получены линеаризованные математические модели этого оборудования, необходимые для использования в автоматизированных системах управления технологическими процессами сокоочистительного отделения.

1. Введение

Процесс очистки диффузионного сока характеризуется значительной степенью неопределенности, большой размерностью векторов входных возмущений и координат возмущений, а также множеством других помех. Качество поддержания технологических параметров в регламентных режимах определяется факторами, действие которых сложно учитывать, используя традиционные методы моделирования и управления технологическим процессом.

Полная технологическая схема очистки сока представляет собой совокупность различного сокоочистительного оборудования, согласно технологии, объединенного в соответствии с целью производства получением очищенного диффузионного сока. Следовательно, машинно-аппаратная схема процесса очистки диффузионного сока имеет распределенную структуру, содержащую как последовательно, так и параллельно соединенные

элементы, а также участки с обратными связями. Поэтому отделение очистки сока с точки зрения анализа, синтеза и управления относится к сложным химико-технологическим системам.

Для достижения высокого выхода товарного сахара диффузионный сок подвергают химической и физико-химической обработке в целях удаления несахаров и доведения до слабощелочного раствора.

Эффективный выход продукции производства зависит от системы управления отделением дефекосатурации, основанной на базе современных технических средств. Современные средства автоматизации на базе программно-технических комплексов (ПТК) обеспечивают управление технологическим процессом в отделении дефекосатурации на основе централизованно обработанной в микропроцессоре информации по заданным технологическим и экономическим критериям, определяющим качественные и количественные результаты выработки сока. Современная АСУТП включает в себя технические средства, программное обеспечение и оператора (человека), роль которого в автоматизированном процессе производства сводится к наладке, регулировке, обслуживании средств автоматизации и наблюдению за их действием.

АСУТП отделения дефекосатурации представляет собой РСУ малого масштаба, включающую подсистемы сбора и отображения информации, автоматического регулирования, дискретно-логического управления, противоаварийных защит и блокировок.

Автоматизированная система управления отделением дефекосатурации предоставляет оператору подробную информацию о протекании технологического процесса, производит архивирование основных технологических параметров, ведёт протокол событий, позволяет формировать отчёты в табличной и графической форме и имеет возможность самодиагностики. Эти свойства повышают надёжность, удобство и безопасность эксплуатации системы.

При помощи АСУТП в отделении дефекосатурации достигается: улучшение термоустойчивости сока на последующих стадиях производства; улучшение скорости осаждения и фильтрования взвешенных веществ в диффузионном соке; повышение эффективности очистки сока, снижение потерь сахара на участке очистки и последующих участках производства; сокращение расхода извести, сатурационного газа и сопутствующих расходов; стабилизация соковых потоков и синхронизация производительности участка очистки сока с производительностью участка диффузии (или клеровки). Кроме того, повышается производительность, безопасность труда и улучшаются условия работы обслуживающего персонала [1].

Важное место в системе управления технологическим процессом занимает алгоритм управления. Под алгоритмом управления понимается описание процедуры обработки информации о наблюдаемых переменных состоянии в целях определения управляющих воздействий, реализуемых для получения требуемых показателей управляемого процесса как в установившемся, так и в переходном режиме.

Алгоритм управления должен давать четкое представление о том, какую последовательность действий нужно произвести, чтобы наилучшим образом решить поставленную задачу. Он составляется технологом для упрощения задачи программиста при написании программного обеспечения для контроллера.

Исходным этапом построения модели является расчет и анализ статистики процесса, т.е. рассмотрение данных о равновесии, на основе которых определяют направление протекания и возможные пределы осуществления процесса. Исходя из знания значений и параметров технологического процесса получения сахара (на всех этапах производства (диффузия, дефекация, выпарка, кристаллизация)), на основании законов сохранения массы и энергии составляются уравнения материального и энергетического баланса. Зная эти уравнения, можно определить кинетику процесса и скорость его протекания при различных изменениях.

В сахарном производстве технологический процесс получения сахара постоянно меняется в зависимости от изменения качества продукции.

2. Основной материал

По закону сохранения массы количество поступающих веществ $\sum G_n$ должно равняться количеству отводимых $\sum G_k$, получаемых в результате проведения процесса, с учетом потерь $\sum G_p$:

$$\sum G_n = \sum G_k + \sum G_p. \quad (1)$$

Материальный баланс составляют для процесса в целом или для отдельных его стадий. Баланс может быть составлен для всех веществ, участвующих в процессе, или лишь для одного из компонентов, если обрабатываемая смесь является двух- или многокомпонентной. Баланс составляют за единицу времени (за час или за сутки) в расчете на единицу количества исходных или конечных продуктов.

При производстве сахарной продукции известны значения и параметры перерабатываемого сырья на всех этапах производства, полученные на основе материального баланса и с учетом критерия экономической эффективности производства. Для сахарного производства материальный баланс на всех этапах и по всему производству определяется, в основном, по выходу продукции за определенное время (час, сутки). В итоге вычисляется выход продукции по отношению к величине затраченного сырья (количество свеклы или сахара) в процентах.

Энергетический баланс составляют на основе закона сохранения энергии, согласно которому количество энергии, введенной в процесс, равно количеству выделившейся энергии, т.е. приход энергии равен расходу. При проведении химических реакций большое значение может иметь их тепловой эффект.

Частью энергетического баланса является тепловой, который в общем можно представить в виде:

$$\sum Q_n = \sum Q_k + \sum Q_p. \quad (2)$$

При этом количество вводимого тепла определяется соотношением

$$\sum Q_n = Q_1 + Q_2 + Q_3, \quad (3)$$

где Q_1 – количество тепла, вводимое с исходными веществами; Q_2 – количество тепла, подводимого извне, например с теплоносителем, обогревающим аппарат; Q_3 – тепловой эффект физических и химических превращений [2].

Количество отводимого тепла $\sum Q_k$ складывается из тепла, удаляемого с конечным продуктом и отводимого с теплоносителем, а также из тепловых потерь $\sum Q_p$.

Количество тепла, которое вводится с исходными веществами, подводится извне, получаемое при химических превращениях, а также отводится или выпадает в осадок, представляется в общем виде следующим выражением:

$$Q = GC\theta, \quad (4)$$

где G, C, θ – расход, теплоемкость и температура рассматриваемых растворов [3].

В энергетическом балансе, кроме тепла, учитывается приход и расход всех видов энергии, например *затраты механической энергии* на перемешивание жидкостей или сжатие и транспортирование жидкостей и газов.

На основании теплового баланса находят расход водяного пара, воды и других теплоносителей, а по данным энергетического баланса – общий расход энергии на осуществление процесса.

Для расчета любой системы составляется математическое описание протекающих в ней физических процессов, т.е. строится её математическая модель. При этом в системе могут быть предварительно выделены простые подсистемы или элементы в соответствии с их функциональным назначением. Иногда более целесообразным является разделение системы не по функциональному признаку элементов, а по физическим процессам (в диффузионном и сокоочистительном отделениях происходят, в основном (более важные),

тепловые процессы, а в выпарном и кристаллизационном отделениях - энергетические и материальные). Часто такие процессы представляются в виде совокупности процессов, каждый из которых имеет более простое математическое описание.

При любом из этих подходов используют величины двух видов:

– переменные величины, зависящие от времени, которые являются своего рода координатами, определяющими в обобщенном смысле этого понятия движение системы (расход пара, воды, температуры сред...);

– величины, параметры которых характеризуют физические свойства и условия работы элементов системы (геометрические размеры, вязкость, масса, давление, температура, если они не изменяются по времени).

Для производства сахарной продукции наиболее целесообразно производить расчеты на основании тепловых балансов, так как на всех этапах производства присутствуют жесткие ограничения по температурным режимам.

Для решения задачи оптимизации необходимо получить математические модели теплообменных частей, массообменных и смесительных частей оборудования, которое имеется в сокоочистительном отделении сахарного завода (преддефекатор, дефекатор, подогреватели, сатураторы). Наиболее важным оборудованием в отделении является преддефекатор – он задает режим очистки сока, и подогреватели – они поддерживают температурные режимы работы процесса очистки сока.

3. Математическая модель процесса преддефекации

Важнейшим этапом очистки сока является преддефекация - химическая очистка сока путем коагуляции, осаждения и разложения несахаров.

Процесс преддефекации заключается в следующем: диффузионный сок поступает в нижнюю часть аппарата, заполняет первую секцию и через отверстие в конусной перегородке поступает во вторую секцию и далее постепенно проходит все секции. В последнюю секцию подается известковое молоко в количестве, необходимом для поддержания рН сока в пределах 11,0-11,3. При открывании заслонок регулирующего устройства часть сока с помощью турбинки и цилиндра возвращается из шестой секции в пятую, где смешивается с потоками сока из четвертой секции, имеющего меньшую щелочность. В результате этого рН сока в пятой секции снижается. Из пятой секции часть щелочного сока возвращается в четвертую, из четвертой в третью и т.д.

Исходя из знания физики процесса преддефекации, можно получить математическую модель преддефекатора, для построения модели тепло-массообменной части которого необходимо рассматривать процесс массообмена (разделение диффузионного сока и других поступающих растворов в секции преддефекатора) и тепловой процесс при преддефекации диффузионного сока и других растворов.

При рассмотрении материального баланса процесса разделения составляющих диффузионного сока и других растворов на преддефекованный сок и осадок, при отсутствии потерь перерабатываемого сока, необходимо рассмотреть уравнение материального баланса:

по общему количеству вещества (сока)

$$G_c = G_{пс} + G_{ос}, \quad (5)$$

по взвешенным частицам

$$G_c \cdot X_c = G_{пс} \cdot X_{пс} + G_{ос} \cdot X_{ос}, \quad (6)$$

где $G_c, G_{пс}, G_{ос}$ – количество перерабатываемого сока, преддефекованного сока, осадка в соке, кг; $X_c, X_{пс}, X_{ос}$ – содержание взвешенных частиц в перерабатываемом соке, преддефекованном соке и осадке.

Расход перерабатываемого сока, поступающего в секции преддефекатора, определяется следующим образом:

$$G_c = G_1 + G_2 + G_3 + G_4 + \dots + G_{16}, \quad (7)$$

где G_1 – расход диффузионного сока, поступающего в первую секцию преддефекатора;

G_2 – расход сока, поступающего в первую секцию преддефекатора после первой сатура-

ции; G_3 – расход суспензии, поступающей во вторую и третью секции преддефекатора после второй сатурации; G_4 – расход известкового молока с соком, поступающим в шестую секцию преддефекатора и далее противотоком через все секции к первой; $G_5 - G_{16}$ – смешанные расходы, поступающие в последующие и возвращающиеся в предыдущие секции преддефекатора.

Решение уравнений (5) и (6) позволяет определить количество преддефекованного сока $G_{\text{пс}}$ и осадка $G_{\text{ос}}$:

$$G_{\text{пс}} = G_c \cdot \frac{X_{\text{ос}} - X_c}{X_{\text{пд}} - X_{\text{ос}}}, \quad (8)$$

$$G_{\text{ос}} = G_c \cdot \frac{X_c - X_{\text{пс}}}{X_{\text{ос}} - X_{\text{пс}}}. \quad (9)$$

Зная количество преддефекованного сока и осадка, получаемого при преддефекации, определим уравнение теплообмена для каждой из шести секций преддефекатора “Бригель Мюллер”, для чего составим уравнения теплового баланса для каждой секции, согласно (2):

$$Q = Q_{\text{н}}^i = Q_{\text{к}}^i + Q_{\text{н}}^i, \quad i = \overline{1,6}, \quad (10)$$

здесь i – количество секций преддефекатора.

Соответственно, уравнение теплового баланса для первой секции преддефекатора будет иметь вид:

$$Q = Q_{\text{н}}^1 = Q_{\text{к}}^1 + Q_{\text{н}}^1,$$

где $Q_{\text{н}}^1 = Q_{\text{н1}} + Q_{\text{н2}} + Q_{\text{н3}} + Q_{\text{н4}}$ – тепло, поступающее в первую секцию преддефекатора от различных источников.

Соответственно расходы и теплоемкости растворов, поступающих от различных источников в первую секцию, будут иметь обозначения $G_1^{01}, G_2^{001}, G_3^{21}, G_4^{21}, C_1^{01}, C_2^{001}, C_3^{21}, C_4^{21}$; во вторую секцию – $G_5, G_6, G_7, C_5, C_6, C_7$; в третью секцию – $G_8, G_9, G_{10}, C_8, C_9, C_{10}$; в четвертую секцию – $G_{11}, G_{12}, C_{11}, C_{12}$; в пятую секцию – $G_{13}, G_{14}, C_{13}, C_{14}$; в шестую – $G_{15}, G_{16}, C_{15}, C_{16}$.

При этом $Q_{\text{н1}}$ – тепло, получаемое с диффузионным соком, поступающим в первую секцию; $Q_{\text{н2}}$ – тепло, получаемое с соком, полученным после первой сатурации, поступающим в первую секцию преддефекатора; $Q_{\text{н3}}$ – тепло, получаемое с суспензией, полученной после второй сатурации, поступающей из второй секции в первую секцию преддефекатора; $Q_{\text{н4}}$ – тепло, получаемое от возврата сока с известковым молоком, поступающим из шестой секции преддефекатора, противотоком через все секции, в первую секцию.

Соответственно

$$Q_{\text{н1}} = G_1^{01} C_1^{01} \theta_0, \quad (11)$$

где $G_1^{01}, C_1^{01}, \theta_0$ – расход, теплоемкость и температура диффузионного сока на входе в первую секцию преддефекатора;

$$Q_{\text{н2}} = G_2^{001} C_2^{001} \theta_{00}, \quad (12)$$

здесь $G_2^{001}, C_2^{001}, \theta_{00}$ – соответственно расход, теплоемкость и температура сока, полученного после первой сатурации, в первую секцию преддефекатора;

$$Q_{\text{н3}} = G_3^{21} C_3^{21} \theta_2, \quad (13)$$

где G_3^{21}, C_3^{21} – соответственно расход и теплоемкость суспензии, полученной после второй сатурации, поступающей в первую секцию преддефекатора из второй; θ_2 – температура преддефекованного сока во второй секции преддефекатора;

$$Q_{н4} = G_4^{21} C_4^{21} \theta_2, \quad (14)$$

здесь G_4^{21}, C_4^{21} – соответственно расход, теплоемкость сока с известковым молоком, поступающим из шестой секции преддефекатора в первую секцию противотоком.

Количество отводимого тепла, удаляемого с преддефекованным соком из первой секции преддефекатора, определяется следующим образом;

$$Q_{1к}^1 = G_{nc}^{12} C_{nc}^{12} \theta_1, \quad (15)$$

G_{nc}^{12}, C_{nc}^{12} – соответственно расход, теплоемкость преддефекованного сока на выходе из первой во вторую секцию преддефекатора; θ_1 – температура преддефекованного сока в первой секции преддефекатора.

Количество тепла, удаляемого с осадком из первой секции преддефекатора, определяем из уравнения

$$Q_{1н}^1 = G_{oc}^{10} C_{oc}^{10} \theta_1, \quad (16)$$

где G_{oc}^{10}, C_{oc}^{10} – соответственно расход и теплоемкость осадка в первой секции преддефекатора.

Следовательно, уравнение теплового баланса для первой секции преддефекатора можно представить в виде

$$G_1^{01} C_1^{01} \theta_0 + G_2^{001} C_2^{001} \theta_{00} + G_3^{21} C_3^{21} \theta_2 + G_4^{21} C_4^{21} \theta_2 = G_{nc}^{12} C_{nc}^{12} \theta_1 + G_{oc}^{10} C_{oc}^{10} \theta_1. \quad (17)$$

При нарушении теплового баланса уравнение (17) примет вид:

$$V_1 \rho c_1 \frac{d\theta_1}{d\tau} = \Delta \left(G_1^{01} C_1^{01} \theta_0 + G_2^{001} C_2^{001} \theta_{00} + G_3^{21} C_3^{21} \theta_2 + \right. \\ \left. + G_4^{21} C_4^{21} \theta_2 - G_{nc}^{12} C_{nc}^{12} \theta_1 - G_{oc}^{10} C_{oc}^{10} \theta_1 \right), \quad (18)$$

где V_1, ρ, c_1 – объем, плотность и теплоемкость преддефекованного сока в первой секции преддефекатора.

Отклонения переменных в первой секции, с учетом линеаризации, примут следующий вид:

$$\frac{d\theta_1}{d\tau} = \frac{1}{V_1 \rho c_1} (G_{1_0}^{01} C_1^{01} \Delta\theta_0 + C_1^{01} \theta_{0_0} \Delta G_1^{01} + G_{2_0}^{001} C_2^{001} \Delta\theta_{00} + C_2^{001} \theta_{00_0} \Delta G_2^{001} + \\ + G_{3_0}^{21} C_3^{21} \Delta\theta_2 + C_3^{21} \theta_{2_0} \Delta G_3^{21} + G_{4_0}^{21} C_4^{21} \Delta\theta_2 + C_4^{21} \theta_{2_0} \Delta G_4^{21} - G_{nc_0}^{12} C_{nc}^{12} \Delta\theta_1 - \\ - C_{nc_0}^{12} \theta_{1_0} \Delta G_{nc}^{12} - G_{oc_0}^{10} C_{oc}^{10} \Delta\theta_1 - C_{oc_0}^{10} \theta_{1_0} \Delta G_{oc}^{10}), \quad (19)$$

где $\Delta\theta_0, \Delta\theta_{00}, \Delta\theta_2, \Delta\theta_1$ – соответственно отклонения температуры диффузионного сока на входе в первую секцию преддефекатора, сока, полученного после первой сатурации и поступающего в первую секцию преддефекатора, во второй и первой секциях преддефекатора; $\Delta G_1^{01}, \Delta G_2^{001}, \Delta G_3^{21}, \Delta G_4^{21}, \Delta G_{nc}^{12}, \Delta G_{oc}^{10}$ – соответственно отклонения расхода диффузионного сока, сока, полученного после первой сатурации, суспензии, поступающей во вторую и третью секции, полученной после второй сатурации из второй секции в первую, сока с известковым молоком, поступающим из шестой секции преддефекатора в первую секцию противотоком, а также преддефекованного сока и осадка.

Рассматривая аналогичным образом остальные секции преддефекатора, получаем следующую математическую модель теплообменной части преддефекатора:

$$\begin{aligned} \frac{d\Delta\theta_1}{d\tau} = & \frac{1}{V_1\rho c_1} (G_{10}^{01} C_1^{01} \Delta\theta_0 + C_1^{01} \theta_{00} \Delta G_1^{01} + G_{20}^{001} C_2^{001} \Delta\theta_{00} + C_2^{001} \theta_{000} \Delta G_2^{001} + \\ & + (G_{30}^{21} C_3^{21} + G_{40}^{21} C_4^{21}) \Delta\theta_2 + C_3^{21} \theta_{20} \Delta G_3^{21} + C_4^{21} \theta_{20} \Delta G_4^{21} - \\ & - (G_{nc0}^{12} C_{nc}^{12} + G_{oc0}^{10} C_{oc}^{10}) \Delta\theta_1 - C_{nc}^{12} \theta_{10} \Delta G_{nc}^{12} - C_{oc}^{10} \theta_{10} \Delta G_{oc}^{10}), \end{aligned} \quad (20)$$

$$\begin{aligned} \frac{d\Delta\theta_2}{d\tau} = & \frac{1}{V_2\rho c_2} (G_{50}^{12} C_5^{12} \Delta\theta_1 + C_5^{12} \theta_{10} \Delta G_5^{12} + G_{60}^{0002} C_6^{0002} \Delta\theta_{000} + \\ & + C_6^{0002} \theta_{0000} \Delta G_6^{0002} + G_{70}^{32} C_7^{32} \Delta\theta_3 + C_7^{32} \theta_{30} \Delta G_7^{32} - \\ & - (G_{nc0}^{23} C_{nc}^{23} + G_{oc0}^{21} C_{oc}^{21}) \Delta\theta_2 - C_{nc}^{23} \theta_{20} \Delta G_{nc}^{23} - C_{oc}^{21} \theta_{20} \Delta G_{oc}^{21}), \end{aligned} \quad (21)$$

$$\begin{aligned} \frac{d\Delta\theta_3}{d\tau} = & \frac{1}{V_3\rho c_3} (G_{80}^{23} C_8^{23} \Delta\theta_2 + C_8^{23} \theta_{20} \Delta G_8^{23} + G_{90}^{0003} C_9^{0003} \Delta\theta_{000} + \\ & + C_9^{0003} \theta_{0000} \Delta G_9^{0003} + G_{100}^{43} C_{10}^{43} \Delta\theta_4 + C_{10}^{43} \theta_{40} \Delta G_{10}^{43} - (G_{nc0}^{34} C_{nc}^{34} + \\ & + G_{oc0}^{32} C_{oc}^{32}) \Delta\theta_3 - C_{nc}^{34} \theta_{30} \Delta G_{nc}^{34} - C_{oc}^{32} \theta_{30} \Delta G_{oc}^{32}), \end{aligned} \quad (22)$$

$$\begin{aligned} \frac{d\Delta\theta_4}{d\tau} = & \frac{1}{V_4\rho c_4} (G_{110}^{34} C_{11}^{34} \Delta\theta_3 + C_{11}^{34} \theta_{30} \Delta G_{11}^{34} + G_{120}^{54} C_{12}^{54} \Delta\theta_5 + C_{12}^{54} \theta_{50} \Delta G_{12}^{54} - \\ & - (G_{nc0}^{45} C_{nc}^{45} + G_{oc0}^{43} C_{oc}^{43}) \Delta\theta_4 - C_{nc}^{45} \theta_{40} \Delta G_{nc}^{45} - C_{oc}^{43} \theta_{40} \Delta G_{oc}^{43}), \end{aligned} \quad (23)$$

$$\begin{aligned} \frac{d\Delta\theta_5}{d\tau} = & \frac{1}{V_5\rho c_5} (G_{130}^{45} C_{13}^{45} \Delta\theta_4 + C_{13}^{45} \theta_{40} \Delta G_{13}^{45} + G_{140}^{65} C_{14}^{65} \Delta\theta_6 + C_{14}^{65} \theta_{60} \Delta G_{14}^{65} - \\ & - (G_{nc0}^{56} C_{nc}^{56} + G_{oc0}^{54} C_{oc}^{54}) \Delta\theta_5 - C_{nc}^{56} \theta_{50} \Delta G_{nc}^{56} - C_{oc}^{54} \theta_{50} \Delta G_{oc}^{54}), \end{aligned} \quad (24)$$

$$\begin{aligned} \frac{d\Delta\theta_6}{d\tau} = & \frac{1}{V_6\rho c_6} (G_{150}^{56} C_{15}^{56} \Delta\theta_5 + C_{15}^{56} \theta_{50} \Delta G_{15}^{56} + G_{160}^{00006} C_{16}^{00006} \Delta\theta_{0000} + \\ & + C_{16}^{00006} \theta_{00000} \Delta G_{16}^{00006} - (G_{nc0}^{60} C_{nc}^{60} + G_{oc0}^{65} C_{oc}^{65}) \Delta\theta_6 - C_{nc}^{60} \theta_{60} \Delta G_{nc}^{60} - C_{oc}^{65} \theta_{60} \Delta G_{oc}^{65}). \end{aligned} \quad (25)$$

4. Математическая модель подогревателя

Кроме преддефекации, на всех этапах переработки сока при преддефекации присутствует процесс подогрева, который характеризуется жесткими температурными требованиями. Процесс подогрева сока на всех технологических этапах очистки сока необходим для получения максимального качественного продукта.

Математическая модель подогревателя определяется на основе уравнения теплового баланса.

Определим уравнение теплообмена для подогревателя дефекованного сока, для чего составим уравнение теплового баланса исходя из того, что при нагревании сока паром в рекуперативных подогревателях необходимо учитывать, что

$$\sum Q_n = \sum Q_k + \sum Q_{тп}, \quad (26)$$

при этом количество вводимого тепла определяется соотношением:

$$\sum Q_n = Q_c + Q_{п} + Q_b, \quad (27)$$

где Q_c – количество тепла, вводимое с соком; $Q_{п}$ – количество тепла, подводимого извне от пара, обогревающим аппарат; Q_b – тепловой эффект физических и химических превращений не учитывается при подогреве.

Количество отводимого тепла $\sum Q_k$ складывается из тепла, удаляемого с конечным продуктом (соком) и отводимого с теплоносителем (паром), а также тепловых потерь- $\sum Q_{тп}$ (для нашего случая – не более 3-5%).

Следовательно, (26) будет иметь вид $\sum Q_n = \sum Q_k$.

Для нашего случая $\sum Q_n = Q_n$, а $\sum Q_k = Q_c$, тогда уравнение теплового баланса для подогревателя, с учетом (4), можно представить в виде

$$G_n C_n \theta_{пн} + G_c C_c \theta_{сн} = G_n C_n \theta_{пк} + G_c C_c \theta_{ск} \quad (28)$$

или

$$G_n C_n \theta_{пн} - G_n C_n \theta_{пк} = G_c C_c \theta_{ск} - G_c C_c \theta_{сн}. \quad (29)$$

При отсутствии потерь в окружающую среду количество теплоты Q_n , передаваемой горячим теплоносителем, равняется количеству теплоты, получаемой холодным теплоносителем Q_c :

$$Q^i = Q^i_{п} = Q^i_{с} = G^i_{п} C^i_{п} (\theta^i_{пн} - \theta^i_{пк}) = G^i_{с} C^i_{с} (\theta^i_{ск} - \theta^i_{сн}), \quad (30)$$

где $Q^i = Q^i_{п} = Q^i_{с}$ – количество теплоты равняется количеству теплоты, передаваемой паром, и количеству теплоты, получаемой соком в i – подогревателе; $G^i_{п}; C^i_{п}; G^i_{с}; C^i_{с}$ – соответственно расход и теплоемкость пара и сока в i – подогревателе; $\theta^i_{пн}; \theta^i_{пк}; \theta^i_{ск}; \theta^i_{сн}$ – начальные и конечные температуры пара и сока в i – подогревателе соответственно.

Значения горячего теплоносителя (пара) $Q^i_{п}$ можно представить в виде равенства

$$Q_n = kF\Delta\theta = kF(\theta_n - \theta_c), \quad (31)$$

здесь k – коэффициент теплопередачи, определяющий среднюю скорость передачи тепла вдоль всей поверхности теплообмена; F – площадь нагрева труб нагревателя ($F = \pi dl$); θ_n и θ_c – температура пара и сока соответственно.

Тогда уравнение (30) с учетом (31) будет иметь вид

$$Q^i = k^i F^i (\theta^i_{п} - \theta^i_{с}) = G^i_{с} C^i_{с} (\theta^i_{ск} - \theta^i_{сн}). \quad (32)$$

При нарушении теплового баланса возникает изменение количества тепла в подогревателе со скоростью, зависимой от дисбаланса:

$$V^i \rho c^i \frac{d\theta_c^i}{d\tau} = \Delta (kF^i (\theta^i_{п} - \theta^i_{с}) - G^i_{с} C^i_{с} (\theta^i_{ск} - \theta^i_{сн})), \quad (33)$$

где V^i, ρ, c^i – объем, плотность и теплоемкость сока в подогревателе.

Отклонения переменных, с учетом линеаризации, примут следующий вид:

$$\begin{aligned} \frac{d\theta_c^i}{d\tau} = \frac{1}{V^i \rho c^i} (kF^i \Delta\theta_{п}^i - kF^i \Delta\theta_{с}^i - G^i_{с_0} C^i_{с} \Delta\theta_{ск}^i - C^i_{с} \theta_{ск_0}^i \Delta G^i_{с} + \\ + G^i_{с_0} C^i_{с} \Delta\theta_{сн}^i + C^i_{с} \theta_{сн_0}^i \Delta G^i_{с}). \end{aligned} \quad (34)$$

Определим уравнение теплообмена паровой камеры подогревателя сока в сокоочистительном отделении:

$$G_n^i \gamma^i = kF^i (\theta_n^i - \theta_c^i), \quad (35)$$

G_n^i, γ^i – расход пара в паровую камеру и теплота парообразования.

При изменении баланса тепла будет изменяться и количество тепла в емкости со скоростью, которая зависит от дисбаланса:

$$V^i c_n^i \frac{d\theta_n^i}{d\tau} = \Delta(G_n^i r^i - kF\theta_n^i + kF\theta_c^i), \quad (36)$$

где V^i, c_n^i – объем паровой камеры и теплоемкость пара.

Определим отклонения переменных в уравнении, которое описывает процесс изменения тепла в паровой камере:

$$\frac{d\theta_n^i}{d\tau} = \frac{1}{V^i c_n^i} (r^i \Delta G_n^i - kF\Delta\theta_n^i + kF\Delta\theta_c^i), \quad (37)$$

В результате получаем математическую модель теплообменной части подогревателей сока в сокоочистительном отделении:

$$\frac{d\Delta\theta_c^i}{d\tau} = \frac{1}{V^i \rho c^i} \left(kF^i \Delta\theta_n^i - kF^i \Delta\theta_c^i - G_{c_0}^i C_{c_0}^i \Delta\theta_{ck}^i - \right. \\ \left. - \Delta G_{c_0}^i (C_{c_0}^i \theta_{ck_0}^i - C_{c_0}^i \theta_{c_0}^i) + G_{c_0}^i C_{c_0}^i \Delta\theta_{c_0}^i \right); \quad (38)$$

$$\frac{d\Delta\theta_n^i}{d\tau} = \frac{1}{V^i c_n^i} (r^i \Delta G_n^i - kF\Delta\theta_n^i + kF\Delta\theta_c^i),$$

где $\Delta\theta_n^i, \Delta\theta_c^i, \Delta\theta_{c_0}^i, \Delta\theta_{ck}^i$ – соответственно отклонения температуры пара, сока, сока на входе и сока на выходе из нагревательного аппарата; $\Delta G_{c_0}^i, \Delta G_n^i$ – отклонения расхода сока и пара соответственно.

5. Выводы

Анализ отделения очистки сока сахарного производства свидетельствует о том, что данное отделение относится к сложным химико-технологическим системам. Для сокоочистительного отделения сахарного завода наиболее характерны физико-химические процессы смешения, тепло – и массообмена. Из уравнения теплового и материального баланса получены линеаризованные математические модели теплообменных частей преддефекатора и подогревателей, необходимые для реализации алгоритмов управления данными процессами. С учетом линейности полученных соотношений для синтеза системы управления могут быть использованы эффективные подходы, основанные, например, на описании моделей в пространстве состояний.

Список литературы: 1. *Ляшенко С.О., Фесенко А.М., Беляева И.С., Ляшенко О.С.* Шляхи покращання умов праці при виробництві цукру// Вісник Харківського національного технічного університету сільського господарства імені Петра Василенка: «Механізація сільськогосподарського виробництва». Харків. 2012. Том. 2. С.439-443. 2. *Дідур В.А., Стручаєв М.І.* Теплотехніка, теплопостачання і використання теплоти в сільському господарстві / За заг. ред. В.А. Дідура. К.: Аграрна освіта, 2008. 233с. 3. *Іванец В.Н., Бакін І.А., Ратников С.А.* Процессы и аппараты пищевых производств: Учебное пособие. Кемеровский технологический институт пищевой промышленности. Кемерово, 2004. 180с.

Поступила в редколлегию 11.09.2012

Ляшенко Сергей Алексеевич, канд. техн. наук, доцент кафедры БЖ ХНТУСХ им. П.Василенко. Научные интересы: моделирование сложных систем управления. Адрес: Украина, 61002, Харьков, ул. Артема, 44, тел. 732-76-26.

Ляшенко Алексей Сергеевич, канд. техн. наук, доцент кафедры ЭВМ ХНУРЭ. Научные интересы: автоматизированные системы управления. Адрес: Украина, 61166, Харьков, пр. Ленина, 14, тел. 702-13-54 .

Беляева Ирина Сергеевна, специалист 1-й категории ННИДЗН ХНТУСХ им. П. Василенко. Научные интересы: моделирование систем управления. Адрес: Украина, 61002, Харьков, ул. Артема, 44, тел. 732-76-26.