

УДК 330.46:661

МОДЕЛИРОВАНИЕ ЦИКЛИЧЕСКИХ РЕЖИМОВ ПРОЦЕССА БИНАРНОЙ РЕКТИФИКАЦИИ

¹Ануфриев А.В., ²Кривошеев В.П.

¹ФГАОУ ВПО «Дальневосточный федеральный университет»,
Владивосток, e-mail: anufriev.av@dvfu.ru;

²ГОУ ВПО «Владивостокский государственный университет экономики и сервиса»,
Владивосток, e-mail: vladimir.krivosheev@vvsu.ru

В статье рассматривается алгоритм расчёта циклического режима работы ректификационной колонны, разделяющей бинарную смесь. Для исследования использована математическая модель поочерёдного движения потоков пара и жидкости, включающая период пропускания пара и период спуска жидкости. Для каждого из данных периодов движения фаз используются собственные системы дифференциальных уравнений, решаемые численно методом Рунге – Кутты четвертого порядка. Решение системы уравнений, описывающей спуск жидкости, усложняется наличием ступенчатой функции, принимающей единичное или нулевое значение. В предлагаемом алгоритме учтены возможные случаи соотношений времени спуска жидкости со временем транспортного запаздывания жидкости на тарелке. Предлагаются вычислительные процедуры, обеспечивающие сходимость расчёта циклического режима, и приводится иллюстрация результатов моделирования при исходных данных с лабораторной тарельчатой ректификационной установки.

Ключевые слова: циклическая ректификация, управляемые режимы движения фаз, процессы разделения, модель массопередачи, гидродинамический режим, алгоритм

MODELING OF CYCLIC BINARY DISTILLATION

¹Anufriev A.V., ²Krivosheev V.P.

¹Far Eastern Federal University, Vladivostok, e-mail: anufriev.av@dvfu.ru;

²Vladivostok State University of Economics and Service,
Vladivostok, e-mail: vladimir.krivosheev@vvsu.ru

This paper describes algorithm for calculating cyclic operation of the distillation column for binary mixture. In this study, separate phase movement model is used. Model includes the vapor flow period and liquid flow period. Own system of differential equations solved numerically by the Runge–Kutta fourth-order method is used for each movement phase. The system of equations describing the liquid flow period is complicated by the presence of a step-function. The proposed algorithm takes into account the possible cases of the proportion of outflow liquid time to transport delay time on the plate. Computational procedures to ensure the convergence of the calculation of the cyclic distillation are proposed. The simulation results with the source data from the laboratory distillation unit with plate are shown.

Keywords: cyclic distillation, controlled phase movement, separation processes, distillation columns, mass transfer model, hydrodynamic regime, algorithm

В данной статье описан алгоритм моделирования циклических режимов процесса бинарной ректификации. Он включает последовательность расчёта концентраций легколетучего компонента на каждой из тарелок колонны бинарной ректификации в циклических режимах для следующих случаев:

– пропускание паров через жидкость на каждой из тарелок колонны с учётом гидродинамической обстановки на тарелках, в кубе и в конденсаторе колонны;

– спуск жидкости с тарелок колонны для возможных случаев соотношения времени транспортного запаздывания перемешивания жидкости потока на тарелке и доли времени цикла спуска жидкости от времени общего цикла процесса с учётом доли замены жидкости на тарелке и коэффициента межтарельчатого перемешивания.

Известные исследования по интенсификации процесса ректификации свидетельствуют о возможности значительного повышения эффективности разделения, если обеспечить работу ректификационной колонны в циклическом режиме. При этом поочерёдно на каждой тарелке колонны с определённым периодом организуется пропускание парового потока через жидкость, находящуюся на тарелке, а затем подача пара прекращается и жидкость спускается на нижележащую тарелку.

Объектом исследования в данной работе выбрана лабораторная ректификационная установка Didacta IC18DV/92 [5] диаметром 60 мм, содержащая 11 колпачковых тарелок с высотой слива 30 мм. Рассматривалось разделение смеси этанол – вода при атмосферном давлении. Питание подавалось на 6 тарелку при температуре кипения смеси.

Целью данной работы является описание алгоритма расчета циклического режима процесса бинарной ректификации, рассмотрение особенностей алгоритма и представление примеров расчета для отдельной тарелки объекта исследования.

Краткое описание математической модели

Для исследования циклического режима нами использована модель поочередного движения потоков пара и жидкости в колонне непрерывной ректификации бинарной смеси [2]. Время цикла τ включает время пропускания пара $\gamma\tau$ и время спуска жидкости $(1-\gamma)\tau$. Основные уравнения, описывающие переходные процессы на тарелке, представлены ниже.

При пропускании пара процесс массообмена на тарелке описывается уравнением

$$\frac{H_i}{V_g E_i} \cdot \frac{dx_i(t)}{dt} = -y^*(x_i) + y_{i-1}(t), \quad (1)$$

где H_i – объём жидкости на ступени разделения i ; V_g – расход пара по колонне; E_i – КПД по Мерффри на ступени разделения i ; x_i – содержание легкокипящего компонента (ЛЛК) в жидкости на тарелке i ; y_i – содержание ЛЛК в паре на тарелке i ; $y^*(x_i)$ – равновесное содержание ЛЛК в паре на тарелке i .

При спуске жидкости в блоке перемешивания на тарелке процесс описывается уравнением

$$\beta H_i \cdot \frac{dz_i(t)}{dt} = \frac{\eta H_i}{(1-\gamma\tau)} \left\{ u(t - T_{\text{ТР}} - \gamma\tau) x_{i+1}(\gamma\tau) - z_i(t) + [1 - u(t - T_{\text{ТР}} - \gamma\tau)] x_i(\gamma\tau) \right\}, \quad (2)$$

где β – коэффициент межтарельчатого перемешивания; z_i – концентрация ЛЛК в блоке перемешивания на тарелке i ; η – доля замены жидкости на тарелке; γ – доля периода пропускания пара; τ – период цикла; $T_{\text{ТР}}$ – время транспортного запаздывания перемешивания жидкости на тарелке; $u(t - T_{\text{ТР}} - \gamma\tau)$ – ступенчатая знаковая функция, принимающая значение 0 при $t \leq T_{\text{ТР}} + \gamma\tau$ и значение 1 при $t > T_{\text{ТР}} + \gamma\tau$.

Если время транспортного запаздывания перемешивания жидкости $T_{\text{ТР}}$ превышает продолжительность периода спуска жидкости, ступенчатая функция $u(t - T_{\text{ТР}} - \gamma\tau)$ принимает значение 0. При этом концентрация ЛЛК на момент окончания периода при $t = \tau$

для всех тарелок, кроме питающей тарелки, описывается алгебраическим уравнением

$$x_i(\tau) = \eta x_{i+1}(\gamma\tau) + (1-\eta)x_i(\gamma\tau). \quad (3)$$

Концентрация ЛЛК в случае, когда время транспортного запаздывания перемешивания жидкости меньше периода спуска жидкости, рассчитывается по формуле

$$x_i(\tau) = \beta z_i(\tau) + \frac{\eta}{(1-\gamma\tau)} \cdot \int_{\tau - T_{\text{ТР}}}^{\tau} z_{i+1}(t) dt, \quad (4)$$

Для $\gamma\tau < t \leq \gamma\tau + T_{\text{ТР}}$ решением дифференциального уравнения (2) будет

$$z_i(\gamma\tau + T_{\text{ТР}}) = x_i(\gamma\tau), \quad (5)$$

т.е. за время транспортного запаздывания перемешивания жидкости при спуске жидкости не происходит изменение концентрации компонентов в блоке перемешивания.

Алгоритм моделирования циклических режимов процесса бинарной ректификации

Блок-схема общего алгоритма расчета представлена на рис. 1. В качестве исходных данных используются параметры состояния исходного статического режима (расходы питания G_F и пара V_D , состав питания X_{F^0} , флегмовое число R , КПД тарелки по Мерффри E , профиль концентрации ЛЛК в жидкости по колонне x_i) и требуемые параметры циклического режима (период цикла τ , доля периода пропускания пара γ , доля замены жидкости на тарелке η , коэффициент межтарельчатого перемешивания β).

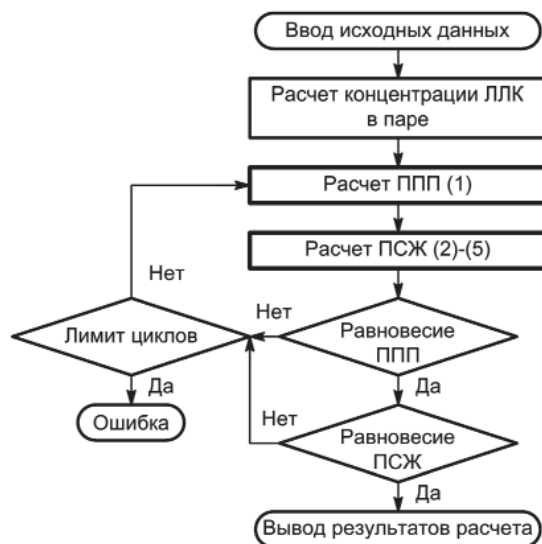


Рис. 1. Общий алгоритм расчета циклического режима

На основании данных статического режима о содержании ЛЛК в жидкости рассчитывается профиль концентрации ЛЛК в паре для каждой тарелки y_i .

Уравнение (1) при расчете на каждой ступени разделения в период пропускания пара (ППП) решается численно. В данной работе использован метод Рунге – Кутты четвертого порядка (в дальнейшем метод РК4) с суммарной ошибкой на конечном интервале интегрирования порядка h^4 [4]. На каждом шаге итерации метода РК4 расчет x_i необходимо начинать с нижней ступени разделения при $i = 0$, так как согласно принятому в модели допущению переменная $y_0^*(t) = x_0(t)$ [1]. В этом случае решение данной системы уравнений с использованием условий парожидкостного равновесия не представляет трудностей.

Блок-схема алгоритма расчета процесса в период спуска жидкости (ПСЖ) показана на рис. 2. В зависимости от соотношения времени транспортного запаздывания перемешивания жидкости и времени периода

спуска жидкости концентрация x_i рассчитывается по уравнению (3) (случай А) или по уравнению (4) (случай Б). Для случая Б необходимо также учитывать две особенности:

- $z_i = \text{const}$ для промежутка времени t от $\gamma\tau$ до $\gamma\tau + T_{TP}$ согласно уравнению (5);
- для расчета x_i , согласно уравнению (4), необходимо знать общее количество ЛЛК, прошедшего с верхней тарелки за промежутки времени от $\tau - T_{TP}$ до τ .

Если время спуска жидкости мало и превышает время транспортного запаздывания перемешивания жидкости (случай А), расчет x_i для ППП ведется сразу для момента времени τ по алгебраическому уравнению (3). В этом случае при пропускании пара концентрация ЛЛК в жидкости на тарелке постепенно снижается, а в период спуска жидкости скачкообразно возрастает.

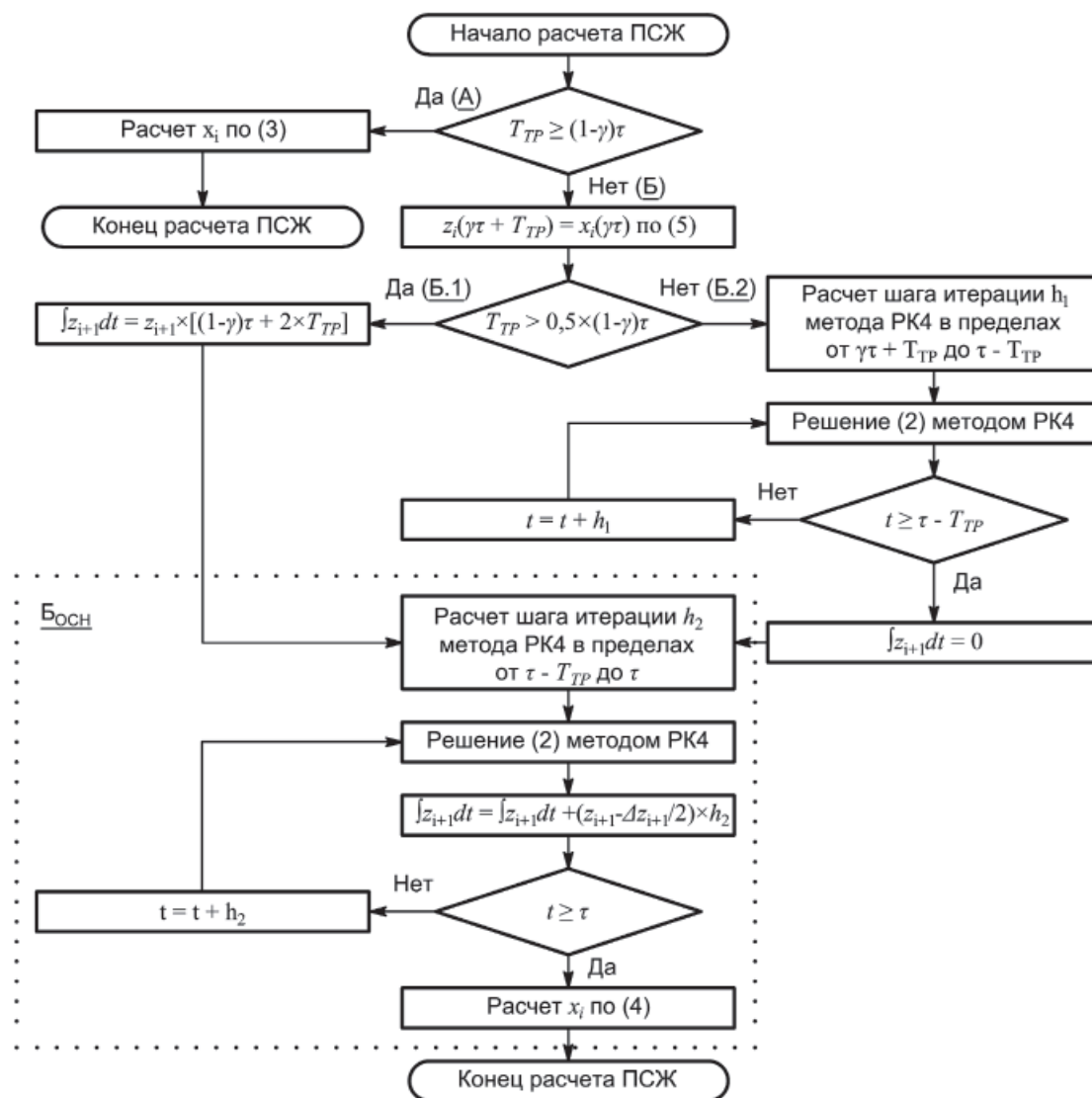


Рис. 2. Алгоритм расчета ПСЖ

Процесс расчета содержания этанола для случая А на примере двух ППП и одного ПСЖ на 7-й тарелке 11-тарельчатой колонны разделения водно-этаноловой смеси графически показан на рис. 3, А (время цикла – 10 с; время спуска жидкости – 5 с; время транспортного запаздывания перемешивания жидкости 7 с; количество шагов итерации метода РК4-10). В процессе расчета на основании исходной концентрации ЛЛК на тарелке (0,364 доли) вычисляются методом РК4 точки, соответствующие ППП. Концентрация этанола на тарелке к концу ППП ($t = 5,0$ с) составила 0,319. $T_{\text{ТР}}$ превышает время спуска жидкости, поэтому

стекание жидкости происходит в поршневом режиме. Содержание этанола скачкообразно возрастает, и концентрация этанола (0,371) высчитывается сразу для времени 10 с.

Если время спуска жидкости превышает время транспортного запаздывания перемешивания жидкости (случай Б), то необходимо решать совместно уравнения (2), (4) и (5). На первом этапе, согласно уравнению (5), принимаем концентрацию ЛЛК в блоке перемешивания в момент $\gamma\tau + T_{\text{ТР}}$ равной концентрации на тарелке. Дальнейший путь расчета зависит от величины $T_{\text{ТР}}$. Возможные варианты расчета Б.1 и Б.2 представлены на рис. 4.

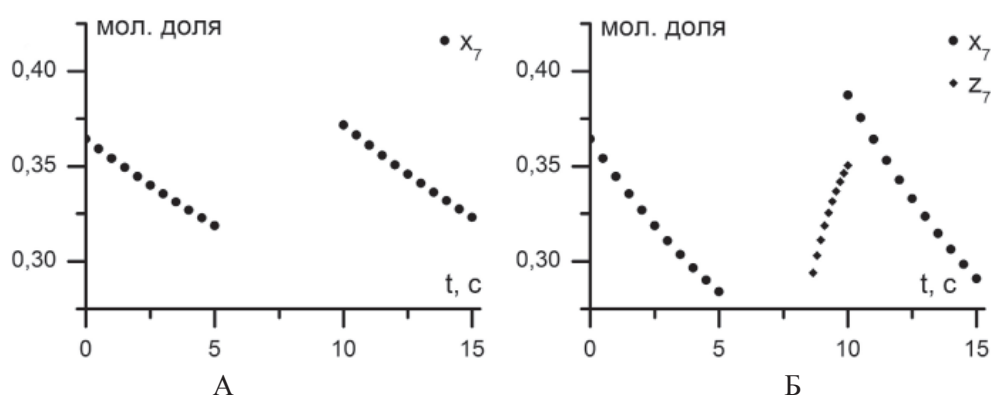


Рис. 3. Расчетное изменение во времени концентрации этанола на 7-й тарелке:
а – $\tau = 10,0$ с; $\gamma = 0,5$; $T_{\text{ТР}} = 7,0$ с; б – $\tau = 10,0$ с; $\gamma = 0,5$; $T_{\text{ТР}} = 3,5$ с

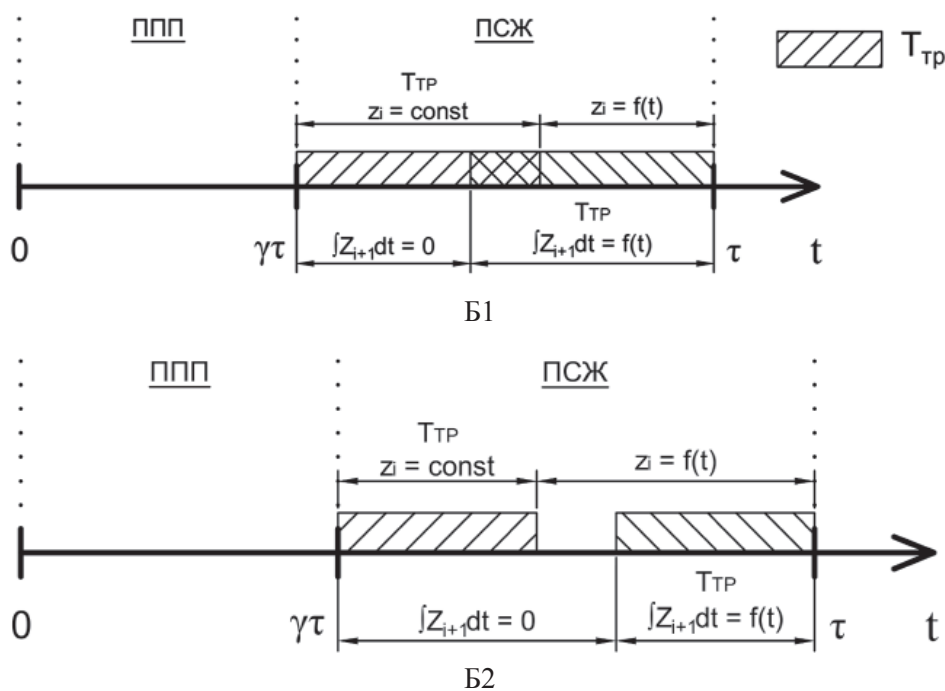


Рис. 4. Влияние величины $T_{\text{ТР}}$ на вычисления интеграла в уравнении (4)

Согласно уравнению (4), для расчета x_i в момент окончания ПСЖ необходимо вычислить интеграл в пределах от $\tau - T_{TP}$ до τ . При $T_{TP} > 0,5 \cdot (1 - \gamma)\tau$ оставшееся после исключения T_{TP} время спуска жидкости меньше предела интегрирования, и для вычисления недостающей части интеграла необходимо производить дополнительные расчеты (случай Б.1) с последующим обращением к блоку B_{OCH} (рис. 1).

Блок B_{OCH} описывает решение дифференциального уравнения (2) методом РК4 для каждой ступени разделения. На каждом шаге итерации метода РК4 к текущему значению интеграла $\int z_{i+1} dt$ прибавляют произведение среднего значения z_{i+1} на величину шага по времени в этой итерации h_i . При достижении времени окончания ПСЖ производят расчет x_i для каждой ступени разделения по уравнению (4). В период спуска жидкости концентрация ЛЛК в блоке перемешивания остается неизменной за время T_{TP} , пока идет идеальное вытеснение, а затем идет увеличение концентрации в блоке перемешивания (рис. 3Б).

Процесс расчета содержания этанола на 7-й тарелке той же колонны описан далее для случая Б.1 и графически показан на рис. 3, Б. Для тех же параметров работы колонны, кроме величины транспортного запаздывания перемешивания жидкости (3,5 с), процесс расчета ППП аналогичен. Изменение конечной концентрации этанола по сравнению с предыдущим случаем связано с изменением объема жидкости на тарелках, которое вызвало изменение T_{TP} . В диапазон времени от 5 до 8,5 с (за время T_{TP}) в ПСЖ z_i остается постоянной и не вычисляется. В период времени 8,5–10 с изменение z_i рассчитывается методом РК4. Затем рассчитывается x_i (для $t = 10$ с) по уравнению (4) с использованием значения z_i (для $t = 10$ с) и интеграла в пределах от 6,5 с до 10 с, причем часть интеграла в пределах от 6,5–8,5 с рассчитывается по выражению

$$\int z_{i+1} dt = z_{i+1} \cdot [(1 - \gamma)\tau + 2 \cdot T_{TP}].$$

При $T_{TP} \leq 0,5 \cdot (1 - \gamma)\tau$ необходимо произвести расчет z_i по уравнению (2) методом РК4 аналогично блоку B_{OCH} в пределах $\gamma\tau + T_{TP}$ до $\tau - T_{TP}$ (случай Б.2). При этом значение интеграла $\int z_{i+1} dt$ остаётся равным нулю. По окончании расчета уравнения (5) выполняется переход к вычислению блока B_{OCH} аналогично случаю Б.1. В период спуска жидкости изменение концентрации ЛЛК в блоке перемешивания аналогично случаю Б.1 (рис. 3, б).

Алгоритм расчета циклического режима реализован в программном продукте [3].

Заключение

В предлагаемом алгоритме учтены возможные случаи соотношений времени спуска жидкости со временем транспортного запаздывания жидкости на тарелке. Предлагаются вычислительные процедуры, обеспечивающие сходимость расчёта циклического режима и приводится иллюстрация результатов моделирования при исходных данных с лабораторной тарельчатой ректификационной установки.

Список литературы

1. Беме Б. Оптимальные циклические режимы в процессах разделения: дис... канд. техн. наук. – М., 1975. – 135 с.
2. Кривошеев В.П. Повышение эффективности функционирования ректификационной колонны путём циклического воздействия на потоки / В.П. Кривошеев, А.В. Ануфриев // Автоматизация и управление технологическими и производственными процессами: Материалы Всероссийской научно-практической конференции – Уфа: УГАТУ, 2013. – С. 27–30.
3. Свидетельство 2013615778 Российская Федерация. Циклические режимы непрерывной ректификации (CycleMode2): свидетельство об официальной регистрации программы для ЭВМ / В.П. Кривошеев, А.В. Ануфриев; зарегистр. в Реестре программ для ЭВМ 20.06.2013; опубл. 20.09.2013.
4. Эдвардс Ч.Г. Дифференциальные уравнения и краевые задачи: моделирование и вычисление с помощью Mathematica, Maple и MATLAB: пер. с англ. / Ч.Г. Эдвардс, Д.Э. Пенни. – 3-е изд. – М.: ООО «И.Д. Вильямс», 2008. – 1104 с.
5. DIDACTA IC18DV/92 – Multipurpose Distillation Plant [Электронный ресурс] / Разработчик: DIDACTA Italia S.r.l. – Режим доступа: http://didacta.it/allegati/main_catalogs/CE_IC18DV_92_E.PDF, свободный. – Загл. с экрана. – Яз. англ.

References

1. Beme B. Optimalnye ciklicheskie rezhimy v processah razdelenija: dis... kand. tehn. nauk. Moscow, 1975, 135 p.
2. Krivosheev, V.P., Anufriev A.V. Avtomatizacija i upravlenie tehnologicheskimi i proizvodstvennymi processami: Materialy Vserossijskoj nauchno-prakticheskoy konferencii. Ufa: UGATU, 2013. pp. 27–30
3. Krivosheev, V.P., Anufriev A.V. CycleMode2. Russian Federation certificate of registration of computer program 2013615778. publ. 20.09.2013.
4. Edwards, C., Penney, D. (2004). Differential equations and boundary value problems: Computing and modeling (3rd ed.). Upper Saddle River, NJ: Pearson Education.
5. Plant, Ic18Dv/92 – Multipurpose Distillation, Didacta Italia S.r.l. – Strada Del Cascinotto, 139/30 – 10156 Torino – Italy, and Tel. + 39 011 2731708 – Fax + 39 011 2733088 – Http://www.didacta.it – E-Mail: Info@didacta.i.CHEMICAL ENGINEERING IC18DV/92 – Multipurpose Distillation Plant – Code 991200 (n.d.): n. pag. Web.

Рецензенты:

Дыда А.А., д.т.н., профессор кафедры автоматических информационных систем, Морской государственный университет им. адм. Г.И. Невельского, г. Владивосток;

Кондриков Н.Б., д.х.н., профессор, зав. кафедрой физической и аналитической химии Школы естественных наук, Дальневосточный федеральный университет, г. Владивосток.