



# **TECH SCIENCE**

ISSN 3030-3702

**TEXNIKA FANLARINING  
DOLZARB MASALALARI**

**TOPICAL ISSUES OF TECHNICAL  
SCIENCES**



**№ 12 (3) 2025**

**TECHSCIENCE.UZ**

*№ 12 (3)-2025*

**TEXNIKA FANLARINING DOLZARB  
MASALALARI**

**TOPICAL ISSUES  
OF TECHNICAL SCIENCES**

**TOSHKENT-2025**

**BOSH MUHARRIR:**

KARIMOV ULUG'BEK ORIFOVICH

**TAHRIR HAY'ATI:**

Usmankulov Alisher Kadirkulovich - Texnika fanlari doktori, professor, Jizzax politexnika universiteti

Fayziyev Xomitxon – texnika fanlari doktori, professor, Toshkent arxitektura qurilish instituti;

Rashidov Yusuf Karimovich – texnika fanlari doktori, professor, Toshkent arxitektura qurilish instituti;

Adizov Bobirjon Zamirovich– Texnika fanlari doktori, professor, O'zbekiston Respublikasi Fanlar akademiyasi Umumiy va noorganik kimyo instituti;

Abdunazarov Jamshid Nurmuxamatovich - Texnika fanlari doktori, dotsent, Jizzax politexnika universiteti;

Umarov Shavkat Isomiddinovich – Texnika fanlari doktori, dotsent, Jizzax politexnika universiteti;

Bozorov G'ayrat Rashidovich – Texnika fanlari doktori, Buxoro muhandislik-texnologiya instituti;

Maxmudov Muxtor Jamolovich – Texnika fanlari doktori, Buxoro muhandislik-texnologiya instituti;

Asatov Nurmuxammat Abdunazarovich – Texnika fanlari nomzodi, professor, Jizzax politexnika universiteti;

Mamayev G'ulom Ibroximovich – Texnika fanlari bo'yicha falsafa doktori (PhD), Jizzax politexnika universiteti;

Ochilov Abduraxim Abdurasulovich – Texnika fanlari bo'yicha falsafa doktori (PhD), Buxoro muhandislik-texnologiya instituti.

---

**OAK Ro'yxati**

Mazkur jurnal O'zbekiston Respublikasi Oliy ta'lim, fan va innovatsiyalar vazirligi huzuridagi Oliy attestatsiya komissiyasi Rayosatining 2025-yil 8-maydagi 370-son qarori bilan texnika fanlari bo'yicha ilmiy darajalar yuzasidan dissertatsiyalar asosiy natijalarini chop etish tavsiya etilgan ilmiy nashrlar ro'yxatiga kiritilgan.

---

**Muassislar:** "SCIENCEPROBLEMS TEAM" mas'uliyati cheklangan jamiyati;  
Jizzax politexnika insituti.

**TECHSCIENCE.UZ- TEXNIKA  
FANLARINING DOLZARB**

**MASALALARI** elektron jurnali  
15.09.2023-yilda 130343-sonli  
guvohnoma bilan davlat ro'yxatidan  
o'tkazilgan.

**TAHRIRIYAT MANZILI:**

Toshkent shahri, Yakkasaroy tumani, Kichik  
Beshyog'och ko'chasi, 70/10-uy.  
Elektron manzil:  
[scienceproblems.uz@gmail.com](mailto:scienceproblems.uz@gmail.com)

**Barcha huqular himoyalangan.**

© Sciencesproblems team, 2025-yil

© Mualliflar jamoasi, 2025-yil

## MUNDARIJA

*Rajabov Azamat*

INTENSIFICATION OF THE GAS FUEL COMBUSTION

PROCESS IN CHAMBER FURNACE BURNERS .....5-11

*Самадов Элёр*

УСОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ОПТИМАЛЬНЫХ СИСТЕМ УПРАВЛЕНИЯ ПРОЦЕССОМ

РАФИНАЦИИ РАСТИТЕЛЬНЫХ МАСЕЛ ..... 12-17

*Хабибуллаева Дильноза, Бердимбетов Тимур, Бекбосынов Алишер*

ПРОГНОЗ ДИНАМИКИ ЗАСУХИ В КАРАКАЛПАКСТАНЕ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ

ДАННЫХ MODIS И ИНДЕКСА ХЕРСТА ..... 18-24

*Choriyev O'rinjon*

SANOAT TEXNOLOGIK TIZIMLARINI INTELLEKTUAL MODELLASHTIRISH VA REAL

VAQTLI BOSHQARUV STRATEGIYALARINI OPTIMALLASHTIRISH USULLARI ..... 25-33

*Тураев Хуршид*

ПРОГРАММИРОВАНИЕ ДЛЯ СИСТЕМ ИСКУССТВЕННОГО ИНТЕЛЛЕКТА И

АВТОМАТИЗАЦИИ ..... 34-42

*Xolmanov O'tkir*

GAZ YOQUVCHI SANOAT PECHLARIDA HARORAT, BOSIM VA

YONISH JARAYONLARINI SUN'IY INTELLEKT ASOSIDA

OPTIMALLASHTIRUVCHI INTEGRALLASHGAN BOSHQARUV TIZIMI ..... 43-53

*Hamiyev Akrom, Xusanov Kamoliddin*

K-MEANS KLASSTERLASH ALGORITMI YORDAMIDA TALABALAR

MA'LUMOTLARINI TAHLIL QILISH ..... 54-62

*Шамсутдинова Винера*

РАЗРАБОТКА МИМО-МОДЕЛЕЙ АЗЕОТРОПНОЙ И

ЭКСТРАКТИВНОЙ РЕКТИФИКАЦИИ ..... 63-73

*Karshiyev Zaynidin, Sattarov Mirzabek, Erkinov Farkhodjon*

ADAPTIVE HYBRID ENSEMBLE FRAMEWORK FOR REAL-TIME ANOMALY DETECTION

IN LARGE-SCALE DATA STREAMS ..... 74-93

*Isroilov Yigitali*

KORROZIYAGA QARSHI QOPLAMALAR VA INHIBITORLAR

SAMARADORLIGINI ELEKTROKIMYOVIY USULLAR ASOSIDA TADQIQ ETISH ..... 94-102

*Ортиков Элбек*

ИНТЕЛЛЕКТУАЛЬНЫЕ МЕТОДЫ МОДЕЛИРОВАНИЯ И УПРАВЛЕНИЯ

ПРОЦЕССОМ РАФИНАЦИИ НА ОСНОВЕ ВИРТУАЛЬНЫХ АНАЛИЗАТОРОВ ..... 103-111

<i>Рузиев Умиджон</i> ПОВЫШЕНИЕ КАЧЕСТВА ДЕЗОДОРАЦИИ РАСТИТЕЛЬНЫХ МАСЕЛ НА ОСНОВЕ ИНТЕЛЛЕКТУАЛЬНЫХ ТЕХНОЛОГИЙ .....	112-118
<i>Раджабова Махфуза</i> СОВРЕМЕННЫЙ ПОДХОД К КОЛОРИМЕТРИЧЕСКОМУ КОНТРОЛЮ ЖИДКИХ ПРОДУКТОВ. ....	119-125
<i>Gloпова Kamola</i> ENERGY-EFFICIENT ROUTING PROTOCOL FOR WIRELESS SENSOR NETWORKS USING MACHINE LEARNING .....	126-137
<i>Ahmadaliyev Utkirbek, Muhammadyakubov Shodiyorbek</i> NASOS AGREGATLARINING ENERGIYA SAMARADORLIGINI ASBOB-USKUNALAR YORDAMIDA TEKSHIRISH .....	138-144
<i>Hakimov Temurbek, Xoshimjonov Muxammadjon</i> PAST KUHLANISHLI HAVO ELEKTR TARMOQLARI KABELLARIDAGI TEXNIK ISROFLARNI TAXLIL QILISH.....	145-150
<i>Бегалиев Хашим, Кодиров Тулкин, Гарибян Ирина, Улугмуратов Журабек, Исматуллаев Илѐс, Хамитов Али, Турсункулов Ойбек, Акиюз Фазли</i> УСОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ ПРОЦЕССА ДУБЛЕНИЯ ПРИ ОБРАБОТКЕ КОЖЕВЕННОГО СЫРЬЯ СТРАУСА.....	151-161
<i>Xasanov Bunyodjon</i> ELEKTROMOBILLARGA TEXNIK XIZMAT KO'RSATISH TIZIMIDAGI STANDARTLAR VA ME'YORLAR .....	162-168
<i>Mirzayev Bahodir, Zulpukarova Guldonaxon</i> GAZ BALLONLI AVTOMOBILLAR UCHUN RADIOLAKATSION QURILMALARNI TANLASH USULLARI .....	169-174
<i>No'manova Soxiba</i> SEYSMIK YUKLAR TA'SIRIDA HAR XIL TURDAGI POYDEVORLARNING INSHOOT KONSTRUKSIYALARIGA TA'SIRINI BAHOLASH .....	175-180
<i>Jumabayev Adilbek</i> APPLICATION OF INFORMATION MODELING TECHNOLOGY AT THE OPERATIONAL STAGE BRIDGE STRUCTURES .....	181-187
<i>Mukhammadiyev Nematjon, Mukhammadrasulov Xasanjon</i> DISPERS ARMATURALANGAN BETONLARDA QO'LLANILADIGAN TOLALAR: TURLARI, XUSUSIYATLARI VA PVA TOLALARNING ISTIQBOLLARI .....	188-198
<i>Shukurova Karomat, Saydullaeva Dildora, Tolipova Munira</i> REINFORCEMENT WITH FIBERGLASS COMPOSITES TO INCREASE THE SEISMIC STABILITY OF STEEL WALLS .....	199-204

## РАЗРАБОТКА МИМО-МОДЕЛЕЙ АЗЕОТРОПНОЙ И ЭКСТРАКТИВНОЙ РЕКТИФИКАЦИИ

**Шамсутдинова Венера Хафизовна**

доктор философии (PhD),

доцент Ташкентского государственного технического университета

Email: [vinera.shamsutdinova@mail.ru](mailto:vinera.shamsutdinova@mail.ru)

Тел: +998 88 303 0012

ORCID: 0000-0001-9629-8304

**Аннотация.** В статье разработаны и сравнены МИМО-модели классической, азеотропной и экстрактивной ректификации. Показаны ключевые различия в динамике, термодинамике и управляемости. Обоснована необходимость применения предиктивного управления для эффективного регулирования многомерных нелинейных колонн и создания цифровых двойников.

**Ключевые слова:** МИМО-модели; ректификация; азеотропная ректификация; экстрактивная ректификация; энтропий; селективный растворитель; фазовое равновесие  $\gamma$ - $\varphi$ ; коэффициенты активности; MPC; предиктивное управление.

## DEVELOPMENT OF MIMO MODELS FOR AZEOTROPIC AND EXTRACTIVE DISTILLATION

**Shamsutdinova Vinera**

Doctor of Philosophy (PhD),

Associate Professor, Tashkent State Technical University

**Annotation.** The article developed and compared MIMO models of classical, azeotropic, and extractive rectification. Key differences in dynamics, thermodynamics, and controllability are shown. The need to apply predictive control for effective regulation of multidimensional nonlinear columns and the creation of digital twins is substantiated.

**Keywords:** MIMO-models; rectification; azeotropic rectification; extractive rectification; entrainer; selective solvent; phase equilibrium  $\gamma$ - $\varphi$ ; activity coefficients; MPC; predictive management.

DOI: <https://doi.org/10.47390/ts-v3i12y2025N08>

### Введение

Ректификация является одним из наиболее распространённых и энергетически значимых процессов химической технологии, обеспечивающих разделение многокомпонентных смесей. Она применяется в нефтехимической, спиртовой, фармацевтической и других отраслях промышленности, где требуется высокая степень чистоты продуктов. Классическая ректификация, основанная на различии летучестей компонентов, достаточно хорошо описывается математическими моделями, базирующимися на материальных, покомпонентных и тепловых балансах, а также на уравнениях фазового равновесия.

Вместе с тем, в ряде случаев простая ректификация оказывается неэффективной. Особенно это проявляется при разделении азеотропных смесей, где существует нераздельнокипящая точка или при экстрактивной ректификации, где используется дополнительный селективный агент для изменения относительных летучестей компонентов. Эти процессы имеют более сложную динамику и требуют расширенного описания, выходящего за рамки традиционной модели ректификационной колонны.

С точки зрения системного анализа, ректификационная колонна представляет собой многомерный объект управления с несколькими входными и выходными переменными. Для таких процессов наиболее адекватными являются МИМО-модели (Multiple Input – Multiple Output), позволяющие учитывать взаимосвязи между различными технологическими параметрами: расходом флегмы, тепловой нагрузкой в кипятильнике, концентрацией компонентов в дистилляте и кубовом остатке и др. В отличие от СИСО-моделей (Single Input – Single Output), которые описывают только одну зависимость вход–выход, МИМО-модели дают возможность анализа всей совокупности связей, что особенно важно при управлении сложными процессами.

Актуальность разработки МИМО-моделей азеотропной и экстрактивной ректификации обусловлена следующими факторами:

- возрастанием требований к энергоэффективности процессов разделения;
- необходимостью повышения точности математического описания для построения систем оптимального управления;
- возрастающим интересом к цифровым двойникам технологических систем в рамках концепции Industry 4.0;
- ограниченностью существующих моделей, ориентированных преимущественно на классическую ректификацию.

#### **Анализ литературы и методология**

Ректификационная колонна традиционно рассматривается как многоступенчатый контактный аппарат, где протекают процессы тепло- и массообмена между паровой и жидкой фазами. Первые работы, посвящённые математическому описанию колонн, восходят к уравнениям Райли и Льюиса, а также методу Мак-Кейба и Тиле-Гедеса, позволяющим анализировать поведение смесей в предположении равновесия фаз.

Для обеспечения сходимости итерационных схем расчета необходимо использование специальных методов. Например, метод  $\theta$ -коррекции и его модификаций или С-метод и его модификаций, приводящим к дополнительным неточностям в распределении концентраций компонентов по высоте колонны.

Позднее появились более строгие динамические модели, основанные на системах дифференциальных уравнений материального и теплового баланса для каждой тарелки колонны. Такие модели учитывают:

- материальные потоки (жидкость вниз, пар вверх);
- тепловой баланс тарелок и конденсатора/кипятильника;
- уравнения фазового равновесия.

Системное представление ректификации как **многомерного динамического объекта** получило широкое развитие в 1980–2000-е гг., когда активно изучалась теория управления технологическими процессами. МИМО-модели позволили учитывать перекрёстные связи между переменными: изменение подачи тепла в кипятильник

влияет не только на состав дистиллята, но и на концентрацию в кубовом остатке, что делает систему многосвязной и сложно управляемой [1-3].

Одним из ключевых ограничений классической ректификации является наличие азеотропов — точек, в которых состав жидкости и пара совпадает. Для таких смесей ректификация не позволяет достичь разделения выше определённой концентрации.

Впервые систематическое изучение азеотропных систем было проведено в работах Ундервуда и Фенчеля [4], где были предложены методы анализа разделимости смесей. Позднее акцент был сделан на математическом описании азеотропных кривых и их влиянии на динамику процессов [5].

Для моделирования азеотропной ректификации в МИМО-постановке необходимо модифицировать уравнения фазового равновесия, включив нелинейные зависимости активности компонентов и возможность множественных стационарных режимов. Исследования последних лет показывают, что такие модели обладают высокой чувствительностью к управляющим воздействиям и требуют применения продвинутых алгоритмов управления (например, MPC – Model Predictive Control) [6-8].

Экстрактивная ректификация применяется для разделения азеотропных или близкокипящих смесей за счёт ввода **селективного агента** (растворителя), изменяющего относительные летучести компонентов. Теоретические основы были заложены в исследованиях [9], где показано, что эффективность метода определяется как выбором агента, так и его концентрацией в колонне.

Математические модели экстрактивной ректификации существенно сложнее:

- добавляется ещё один материальный баланс для агента;
- фазовое равновесие описывается с учётом трёх- или многокомпонентной системы;
- возникают дополнительные управляющие переменные (подача агента, температура его ввода).

Работы последних лет акцентируют внимание на МИМО-анализе экстрактивных колонн, так как взаимодействие между управляющими сигналами усиливается, а оптимизация становится многокритериальной задачей [10-11].

Анализ литературы показал, что для классической ректификации разработаны многочисленные МИМО-модели, широко применяемые в задачах управления; для азеотропной ректификации модели ограничено описывают сложные режимы, и в ряде случаев используются упрощения, снижающие точность; для экстрактивной ректификации активно развиваются структурные модели, однако остаются вопросы энергетической эффективности и оптимального выбора агента.

В целом, существующие исследования подтверждают важность построения унифицированных МИМО-моделей, которые позволяют сравнить динамику трёх процессов и выявить специфику управления каждым из них.

## Обсуждение

### Базовая структура ректификационной колонны

Рассматривается ректификационная колонна с  $N$  теоретическими тарелками, конденсатором и кипятильником (рис. 1). Основные управляющие воздействия:  $L$  — поток флегмы,  $V$  — паровой поток (управляемый тепловой нагрузкой кипятильника),  $F$  — подача исходной смеси,  $q$  — тепловой поток в конденсаторе (или охлаждающая нагрузка).



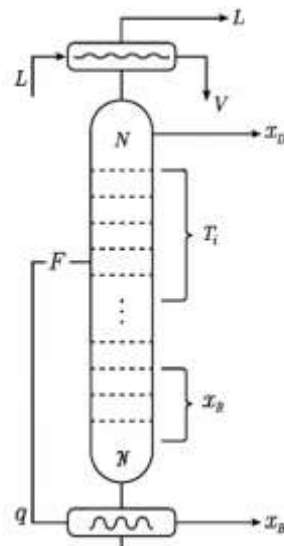


Рис. 1. Структурная схема ректификационной колонны с  $N$  теоретическими тарелками, конденсатором и кипятильником.

Выходные переменные:  $x_D$  — состав дистиллята (мольная доля лёгкого компонента);  $x_B$  — состав кубового остатка; иногда также  $T_i$  — температура на контрольных тарелках.

Колонна описывается как система с множеством входов и выходов (MIMO):

$$y(t)=f(u(t), x(t)),$$

где  $u(t)=[L,V,F]^T$  - основные входы (управляющие воздействия),  $y(t)=[x_D, x_B]^T$  - выходы (контролируемые переменные),  $x(t)$  — вектор внутренних переменных (составов на тарелках, температур и энтальпий).

Уравнения материального баланса.

Для каждой  $i$ -й тарелки ( $i=1,...,N$ ) формулируем покомпонентный материальный баланс:

$$M_i \frac{dx_i}{dt} = L_{i+1}x_{i+1} + V_{i-1}y_{i-1} - L_i x_i + V_i y_i,$$

где  $M_i$  — количество вещества на тарелке,  $x_i$  - мольная доля низкокипящего компонента в жидкости,  $y_i$  — мольная доля низкокипящего компонента в паре (определяется уравнением фазового равновесия).

Уравнения фазового равновесия.

Для бинарной смеси в предположении идеальности:

$$y_i = \frac{\alpha x_i}{1 + (\alpha - 1)x_i},$$

где  $\alpha$  — относительная летучесть.

Для азеотропных систем используется модель с коэффициентами активности:

$$y_i = \frac{\gamma_i x_i P_i^{\text{вещ}}}{1 + (\alpha - 1)x_i},$$

где  $\gamma_i$  вычисляется по одному из типов моделей (например NRTL или UNIQUAC) [12].

Для куба:

$$M_B \frac{dx_B}{dt} = L_1 x_1 - V_B y_B,$$

Для дефлегматора:

$$M_D \frac{dx_D}{dt} = V_N y_N - D x_D,$$

где  $D$  — отбор дистиллята.

Тепловой баланс на теоретической тарелке в упрощенном виде (так, в базовой модели для динамики состава часто принимают изотермичность, чтобы не вводить лишние уравнения):

$$M_i C_p \frac{dT_i}{dt} = H_{\text{вх}} - H_{\text{вых}} + Q_i,$$

где  $H_{\text{вх}}, H_{\text{вых}}$  — энтальпийные потоки жидкости и пара,  $Q_i$  — локальный тепловой обмен.

Таким образом, ММО-модель ректификационной колонны можно представить в виде системы нелинейных ОДУ:

$$\begin{aligned} \frac{dx(t)}{dt} &= f(x(t), u(t)), \\ y(t) &= g(x(t)). \end{aligned}$$

Или в матричной форме:

$$\begin{aligned} \frac{dx}{dt} &= A(x)x + B(x)u, \\ y(t) &= Cx(t), \end{aligned}$$

где матрицы  $A, B, C$  зависят от нелинейных термодинамических соотношений.

Эта модель будет базовой для **классической ректификации**.

Для **азеотропной ректификации** необходимо модифицировать блок фазового равновесия (за счет изменения коэффициентов активности и наличия множественных решений).

В классической модели ректификации фазовое равновесие описывается через постоянную относительную летучесть  $\alpha$ , что приемлемо для идеальных смесей. Для азеотропных систем такое приближение некорректно: коэффициенты активности  $\gamma_i$  существенно зависят от состава и температуры, а возможны также расслоения и тройные/бинарные азеотропы. Поэтому эта часть заменяется на  $\gamma$ -ф (или  $\gamma$ -P) модель, а структура колонны — дополнена потоками **энтрейнера** и, при гетерогенном верху, **декантатором** [13 – 15].

Так ко входам ММО-модели следует добавить  $F_e$  — подачу энтрейнера (разделяющего агента),  $q_c$  — холодопроизводительность конденсатора (или  $D$ ),  $P$  — давление колонны, а к выходам —  $T_{\text{верх}}, T_{\text{низ}}$  — температуры верха/низа, и доли фаз в деkantаторе  $\phi^\alpha, \phi^\beta$  и их составы  $x^\alpha, x^\beta$ .

Материальный баланс для многокомпонентной смеси запишется для тарелки  $j$  и компоненты  $k \in \{1, \dots, n_c\}$  (включая энтрейнер):

$$\frac{d(M_j x_{k,j})}{dt} = L_{j+1} x_{k,j+1} + V_{j-1} y_{k,j-1} - L_j x_{k,j} - V_j y_{k,j} + \sum_{s \in F_j} F_{s,j} z_{k,s},$$

где  $M_j$  — жидкая нагрузка на тарелке,  $x_{k,j}, y_{k,j}$  — мольные доли компонента  $k$  в жидкой и паровой фазах,  $F_{s,j}$  — внешние подачи на тарелку  $j$  (сырьё, энтрейнер),  $z_{k,s}$  — их состав.

Куб и конденсатор записываются аналогично (как нулевая и  $(N+1)$ -я ступени) с учётом соответствующих потоков и отбора продуктов/флегмы.

Тепловой баланс для  $j$ -ой тарелки:

$$\frac{d(M_j h_j)}{dt} = L_{j+1} h_{L,j+1} + V_{j-1} h_{V,j-1} - L_j h_{L,j} - V_j h_{V,j} + Q_j,$$

где  $h_j$  — удельная энтальпия жидкой фазы на  $j$ -ой тарелке,  $Q_j$  — тепловые потоки и потери (обычно  $Q_j = 0$  на тарелках; теплообмен в кипятильнике и дефлегматоре (конденсаторе)).

Фазовое равновесие для каждой тарелки:

$$y_{k,j} P = x_{k,j} \gamma_{k,j}(x_j, T_j) P_k^{\text{вещ}}(T_j),$$

$$y_{k,j} P = K_{k,j}(x_j, T_j, P) x_{k,j},$$

где  $P_k^{\text{вещ}}$  — по Антуану/Вагнеру;  $\gamma_{k,j}$  — по NRTL или UNIQUAC.

Например, по методу NRTL:

$$\ln \gamma_i = \sum_j \frac{\tau_{ji} G_{ji} x_j}{\sum_k G_{ki} x_k} + \sum_j \frac{x_j G_{ij}}{\sum_k G_{kj} x_k} \left( \tau_{ji} - \frac{\sum_m x_m \tau_{mj} G_{mj}}{\sum_n x_n G_{nj}} \right),$$

где  $G_{ij} = \exp(-\alpha_{ij} \tau_{ij})$ ,  $\tau_{ij} = a_{ij} + b_{ij}/T$ .

Если конденсат расслаивается на две жидкие фазы  $\alpha$  и  $\beta$ , то необходимо найти  $(x^\alpha, x^\beta, \phi^\alpha, \phi^\beta)$ , такие что:

$$\mu_i^\alpha(T, P, x^\alpha) = \mu_i^\beta(T, P, x^\beta), \quad z_i = \phi^\alpha x_i^\alpha + \phi^\beta x_i^\beta.$$

(в практике — равенство активностей  $a_i^\alpha = a_i^\beta$  при заданном  $T, P$ ).

Декантатор обеспечивает разделение верхнего конденсата на два жидких потока с разными составами; один из них возвращается флегмой на орошение (рефлюксом), другой — отводится/рециклируется в систему (например, в секцию регенерации энтрейнера).

Баланс декантатора по  $k$ -му компоненту:

$$V_N y_{k,N} \xrightarrow{\text{конденсация}} L_D z_k^l \Rightarrow L_D z_k^l = R^\alpha \phi^\alpha x_k^\alpha + R^\beta \phi^\beta x_k^\beta + D x_{k,D},$$

где  $R^\alpha, R^\beta$  — расходы возврата каждой фазы как рефлюкса (если используется),  $D$  — отбор верха.

Собирая уравнения материального и теплового балансов и фазового равновесия для всех тарелок, ребойлера, конденсатора и декантатора, получаем систему уравнений:

$$\dot{x} = f(x, u, p), \quad 0 = h(x, u, p), \quad y = g(x),$$

где  $p$  — параметры термодинамики (NRTL/UNIQUAC) [12], гидродинамики, теплоёмкости и т.д.

Для задач управления возможна линеаризация в стационарной точке  $(x_0, u_0)$ :

$$\Delta \dot{x} = A \Delta x + B \Delta u, \quad \Delta y = C \Delta x + D \Delta u,$$

что определяет матрицу передаточных функций  $G(s) = C(sI - A)^{-1}B + D$  для МРС/робастного синтеза.

Характерными динамическими особенностями азеотропной ректификации в задачах управления являются сильные перекрёстные связи:  $F_e$  влияет на оба продукта, профили температур, и на разделение фаз в декантаторе; высокая степень нелинейности  $\gamma_i(x, T)$  приводит к неоднозначностям (мультистабильность около азеотропных точек); чувствительность к давлению: изменение давления  $P$  сдвигает  $T$ - $x$ - $y$  кривые, меняя область достижимости по чистоте, а также динамическое запаздывание: из-за циркуляции агента и фазового разделения верха.

Построение ММО-модели экстрактивной ректификации

Экстрактивная ректификация предназначена для разделения близкикопьющих или трудноразделимых систем путём ввода селективного растворителя

(экстрактивного агента, S), который существенно изменяет коэффициенты активности  $\gamma_i$  и, тем самым, относительные летучести компонентов, не образуя азеотропов с целевыми веществами. В отличие от азеотропной в ней обычно нет гетерогенного верха и декантатора, структура потоков включает ввод и циркуляцию растворителя, нередко — отдельную колонну регенерации S, термодинамический блок —  $\gamma$ -ф с явной зависимостью  $\gamma_i(x, T; x_s)$  и усиленной селективностью при повышенных концентрациях S на тарелках контакта [16, 17].

Входами  $u(t)$  будут служить:  $F, F_z, T_F$  — подача и состав сырья;  $L$  — флегма;  $V$  — паровой поток;  $F_s, z_s, T_s$  — подача растворителя (приход и, при необходимости, место ввода  $j_s$ );  $q_c$  — холодопроизводительность конденсатора (или управление через  $R=L/D$ );  $P$  — давление колонны.

Выходы  $y(t)$ :  $x_D$  — состав дистиллята (по ключевым компонентам, без S);  $x_B$  — состав кубового продукта (обычно обогащён тяжелым компонентом и/или S),  $x_{S, \text{cir}}$  — доля растворителя в циркуляции/кубе (для регенерации);  $T_{\text{верх}}, T_{\text{низ}}$  — температуры.

Покомпонентный материальный баланс для  $j$ -ой тарелки и компоненты  $k \in \{1, \dots, n_c\}$ , где один из  $k$  — это S:

$$\frac{d(M_j x_{k,j})}{dt} = L_{j+1} x_{k,j+1} + V_{j-1} y_{k,j-1} - L_j x_{k,j} - V_j y_{k,j} + \sum_{s \in F_j} F_{s,j} z_{k,s},$$

Подача растворителя  $F_s$  обычно осуществляется ниже точки ввода сырья (чтобы повысить селективность в отпарной секции). Вектор  $F_j$  включает  $\{F$  (если на  $j$ ),  $F_s$  (если на  $j_s\}$ .

Куб (как «последняя тарелка»):

$$\frac{d(M_B x_{k,B})}{dt} = L_1 x_{k,1} - V_B y_{k,B} - B x_{k,B}.$$

Здесь  $B$  — отбор нижней части; для  $k=S$  этот баланс критичен, так как S часто выходит в куб и идёт на регенерацию.

Дефлегматор (конденсатор):

$$\frac{d(M_D x_{k,D})}{dt} = V_N y_{k,N} - D x_{k,D} - L x_{k, \text{рефлюс}}.$$

Тепловой баланс аналогично азеотропной ректификации, но без декантатора:

$$\frac{d(M_j h_j)}{dt} = L_{j+1} h_{L,j+1} + V_{j-1} h_{V,j-1} - L_j h_{L,j} - V_j h_{V,j} + Q_j.$$

Селективный агент часто имеет высокую теплосодержательность и температура кипения влияет на  $h_{L,j}, h_{V,j}$ , что необходимо учитывать при анализе.

Фазовое равновесие  $\gamma$ -ф с селективным агентом:

$$\begin{aligned} y_{i,j} P &= x_{i,j} \gamma_{i,j}(x_j, T_j) P_i^{\text{вещ}}(T_j), \\ y_{i,j} &= K_{i,j}(x_j, T_j, P) x_{i,j}. \end{aligned}$$

Необходимо учитывать, что  $\gamma_{i,j}$  существенно зависит от  $x_{s,j}$ . Модели должны быть параметризованы для пар «компонент–растворитель». В экстрактивной ректификации проектирование ориентировано на максимум селективности.

Составим уравнения по всем тарелкам и аппаратам:

$$\dot{x} = f(x, u, p), \quad y = g(x).$$

Для задач управления необходимо выполнить линеаризацию в окрестностях рабочей точки  $(x_0, u_0)$ :

$$\Delta \dot{x} = A\Delta x + B\Delta u, \quad \Delta y = C\Delta x + D\Delta u.$$

Матрицы входов  $B$  имеют следующие каналы:  $\partial x_D / \partial F_S$  (через изменение  $\gamma$  и профиля  $x$ );  $\partial x_B / \partial F_S$  (накопление  $S$  внизу, вытеснение тяжелокипящего компонента);  $\partial x_D / \partial V$ ,  $\partial x_B / \partial V$  — энергочаналы;  $\partial x_D / \partial L$  — рефлюксный канал.

Динамические особенности экстрактивной ректификации, которые необходимо учитывать в задачах управления: сильные перекрёстные связи между  $F_S$  и обоими продуктами; переменная чувствительность – различное поведение при разных  $F_S$  (эффективность селективности нелинейная по  $x_S$ ); в большинстве конфигураций нет декантатора, что упрощает верхнюю часть, но добавляет контур регенерации  $S$ .

При разработке технологических схем желательно использовать следующие типовые конфигурации потоков:

- ввод  $S$  ниже питания: усиливает селективность в отпарной секции, уводит тяжелокипящий компонент вниз с  $S$ ;
- высокий рефлюкс вверх повышает чистоту легкокипящего компонента, но увеличивает энергозатраты;
- режимы  $F_S/F$ : существуют оптимальные интервалы, при которых  $\alpha_{AB}^{eff}$  максимальна; слишком малый расход  $S$  неэффективен, слишком большой приводит к размыванию и/или переносу  $S$  в продукты и росту энергозатрат и нагрузки на регенерацию.

Сопоставление по ряду технологических признаков моделей азеотропной и экстрактивной ректификации приведено в таблице 1.

Таблица 1.

Сопоставление моделей азеотропной и экстрактивной ректификации

Признак	Азеотропная	Экстрактивная
Образование азеотропов	Да (возможны бинарные/тройные)	Нет (по целевым компонентам)
Гетерогенный верх/декантатор	Часто требуется	Обычно не требуется
Ввод агента	Энтрейнер $F_e$	Растворитель $F_S$
Термодинамика	$\gamma$ -ф, LLE возможна	$\gamma$ -ф, LLE обычно нет
Рециклы	Регенерация энтрейнера	Регенерация растворителя (обязательно)
Динамика	Нелинейная, возможна мультистабильность около азеотропов	Нелинейная, «медленные» состояния из-за $S$

Обе модели могут быть реализованы в единой MIMO-модели, различаясь термодинамическим блоком и структурой потоков (декантатор vs. контур регенерации  $S$ ).

## Результаты

Сравнительный анализ моделей классической, азеотропной и экстрактивной ректификации можно осуществить, проведя анализ по структурным различиям и динамическим характеристикам, а также по математической сопоставимости, управляемости и наблюдаемости.

Структурные различия моделей:

*Классическая ректификация* — бинарная система, модель сравнительно простая: входы: подача сырья  $F$ , поток флегмы  $L$ , тепловая нагрузка  $Q$ ;

выходы: состав дистиллята  $x_D$ , состав куба  $x_B$ ;

равновесие описывается через относительную летучесть  $\alpha$ .

*Азеотропная ректификация* — трёхкомпонентная система:

добавляется компонент-энтройнер  $E$ ;

в уравнения равновесия вводится нелинейность, отражающая азеотропные ограничения и коэффициент активности  $\gamma_i$ ;

выходы: концентрации ключевых компонентов ( $x_D^A, x_D^B, x_B^A, x_B^B$ ).

*Экстрактивная ректификация* — также трёхкомпонентная система:

вместо энтройнера используется селективный растворитель, который подаётся отдельным потоком  $F_s$ ;

модель включает дополнительный вход  $u_4 = F_s$ , т.е. система становится  $4 \times 2$  МИМО;

равновесие учитывает изменение коэффициентов активности  $\gamma_i$  под действием растворителя.

## Динамические характеристики (рис. 2)

Классическая колонна имеет умеренную динамическую инерционность (время переходных процессов 20–40 мин).

Азеотропная — сильно нелинейная динамика из-за резкой чувствительности к концентрации энтройнера и температуре.

Экстрактивная — сверхчувствительная динамика к изменению потока растворителя, что требует более строгого контроля.

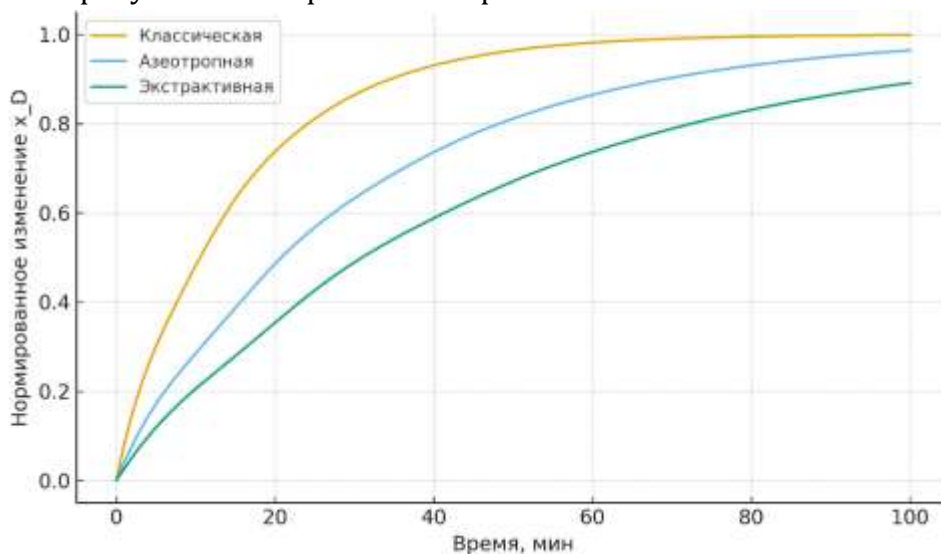


Рис. 2. Динамические характеристики процессов ректификации.

## Управляемость и наблюдаемость

Классическая система (2×2): хорошо изучена, классические ПИД и MPC работают надёжно.

Азеотропная (3×2): избыточная размерность, требуется корректная декомпозиция системы и выбор измеряемых переменных.

Экстрактивная (4×2): переуправляемая система, где возможно применение многомерного предиктивного управления (MPC) и методов декомпозиции.

#### Математическая сопоставимость моделей

Параметр	Классическая	Азеотропная	Экстрактивная
Количество компонентов	2	3	3
Управляющих входов	3	3	4
Выходов	2	2–3	2–3
Равновесие	Относительная летучесть $\alpha$	Активность $\gamma_i$ , азеотропы	Активность $\gamma_i$ , влияние растворителя
Нелинейность	Средняя	Высокая	Очень высокая
Управляемость	Хорошая	Усложнена	Сложная, требуется MPC

Таким образом, можно сделать выводы что классическая модель — базовый случай, который хорошо подходит для первичных исследований и отработки регуляторов, азеотропная модель — усложнённая версия и требует более детального описания термодинамики, но сохраняет управляемость при оптимальной подаче энтрейнера, а экстрактивная модель — наиболее сложная, обладает высокой чувствительностью и требует методов многомерного управления MPC.

#### Заключение

В работе была проведена разработка и сравнительное исследование МИМО-моделей классической, азеотропной и экстрактивной ректификации. Основные результаты можно обобщить следующим образом:

1. **Классическая ректификация** может быть адекватно описана МИМО-моделью (управляющие воздействия — подача сырья, флегмовое число и тепловая нагрузка; выходные переменные — концентрации дистиллята и кубового продукта). Система обладает умеренной инерционностью и хорошо поддаётся регулированию с использованием традиционных ПИД-регуляторов.

2. **Азеотропная ректификация** характеризуется введением дополнительного управляющего параметра — подачи энтрейнера. Это приводит к нелинейному поведению и значительному увеличению времени переходных процессов. Классические методы управления в таких условиях становятся менее эффективными, поскольку возникают перекрёстные связи между входами и выходами.

3. **Экстрактивная ректификация** представляет собой наиболее сложную систему, включающую дополнительный управляющий вход — подачу растворителя. Полученная МИМО-модель демонстрирует ярко выраженные нелинейности, сильные перекрёстные взаимодействия и высокую чувствительность к возмущениям.

Сравнительный анализ показал, что: в классической ректификации можно ограничиться традиционными контурами ПИД-регулирования.

В азеотропной и экстрактивной ректификации требуется более совершенный подход, так как традиционные регуляторы не справляются с многомерными нелинейными связями.

Для управления МИМО-системами ректификации наиболее перспективным является применение методов предиктивного управления (МРС). Его преимущества в данных задачах заключаются в следующем: возможность учёта динамических ограничений по концентрации, температуре, подаче растворителя и энергозатратам; предсказание будущего поведения системы на основе математической модели; эффективное подавление перекрёстных взаимодействий, что особенно важно в азеотропных и экстрактивных колоннах; гибкость при управлении нелинейными системами с несколькими входами и выходами.

Таким образом, построенные модели подтверждают необходимость перехода от классических подходов регулирования к предиктивному управлению. Это открывает возможности для повышения эффективности промышленных процессов разделения и создания интеллектуальных систем управления в химической промышленности.

#### Adabiyotlar/Literatypa/References:

1. Luyben W.L. "Distillation Design and Control Using Aspen Simulation", Wiley, 2013.
2. William L. Luyben. Design and Control of Distillation Collums with Intermediate Reboiler / Ind. Eng. Chem. Res. 2004, 43, pp. 8244-8250;
3. Skogestad, S. "Control structure design for distillation columns." *Computers & Chemical Engineering*, 2004.
4. Underwood, A.J.V. Fractional Distillation of Multicomponent Mixtures. *Chemical Engineering Progress*, 44(1), 1948, pp. 603–614.
5. Widagdo, S., & Seader, J.D. Azeotropic Distillation. *AIChE Journal*, 42(10), 1996, pp. 1–24.
6. Chien, I.-L., & Jeng, J.-C. Nonlinear Control of Azeotropic Distillation Processes. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 43(13), 2004, pp. 3370–3385.
7. Gao, W., et al. Model Predictive Control of Highly Nonlinear Distillation Columns. *Control Engineering Practice*, 2017, pp. 67, 56–68.
8. D.P. Mukhitdinov, Fatima Iskhakova, Shamsutdinova, V. Kh Systems advanced control of a non-stationary object with prognostic models // AIP Conf. Proc. 3268, 030023, 2025
9. Kiss, A.A. Distillation Technology: Principles, Design and Applications. Elsevier, 2014
10. Zhang, H., & Xu, C. Dynamic Modeling and MIMO Control of Extractive Distillation Process Using Solvent. *Computers & Chemical Engineering*, V.123, 2019, pp. 23–35.
11. Chen, Y., & Wang, L. Advanced Control and Optimization of Extractive Distillation with Solvent Circulation. *Chemical Engineering and Processing*, V. 168, 2021, pp. 108–118.
12. Smith, J.M., Van Ness, H.C., Abbott, M.M. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*. McGraw-Hill.
13. Kiva, V.N., Hilmen, E.K., Skogestad, S. "Azeotropic distillation: A review." *Chemical Engineering Research and Design*, 2003.
14. Luyben, W.L. "Control of azeotropic distillation columns." *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 2002.
15. Lei, Z., Li, C., Chen, B. *Azeotropic Data and Distillation Systems*. Springer, 2013.
16. Mujtaba, I.M., Lee, M. "Extractive distillation: A review." *Chemical Engineering Research and Design*, 2014.
17. Luyben, W.L. "Design and control of an extractive distillation system." *IFAC-PapersOnLine*, 2015.



**TECHSCIENCE.UZ**

**TEXNIKA FANLARINING DOLZARB  
MASALALARI**

*№ 12 (3)-2025*

**TOPICAL ISSUES OF TECHNICAL SCIENCES**

**TECHSCIENCE.UZ- TEXNIKA  
FANLARINING DOLZARB MASALALARI**  
elektron jurnali 15.09.2023-yilda 130346-  
sonli guvohnoma bilan davlat ro'yxatidan  
o'tkazilgan.

**Muassislar:** "SCIENCEPROBLEMS TEAM"  
mas'uliyati cheklangan jamiyati;  
Jizzax politexnika insituti.

**TAHRIRIYAT MANZILI:**

Toshkent shahri, Yakkasaroy tumani, Kichik  
Beshyog'och ko'chasi, 70/10-uy.

Elektron manzil:

[scienceproblems.uz@gmail.com](mailto:scienceproblems.uz@gmail.com)