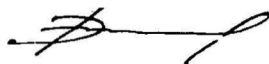


0- 770558

На правах рукописи



ГАЛЕЕВ ЭЛЬДАР РАФАИЛОВИЧ

**ПРЕДПРОЕКТНАЯ РАЗРАБОТКА ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ
АППАРАТОВ И СИСТЕМ ПРИ ПЕРЕМЕННЫХ ПАРАМЕТРАХ
СЫРЬЯ**

Специальность 05.17.08 – Процессы и аппараты химических технологий

Автореферат
диссертации на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Казань – 2008

Работа выполнена в Казанском государственном технологическом университете

Научный руководитель: доктор технических наук, профессор
Елизаров Виктор Иванович

Официальные оппоненты: доктор технических наук, профессор
Теляков Эдуард Шархиевич

доктор технических наук, профессор
Лаптев Анатолий Григорьевич

Ведущая организация: ОАО "Нижнекамскнефтехим"

Защита состоится 4 июня 2008 года в 14 часов на заседании диссертационного совета Д 212.080.06 в Казанском государственном технологическом университете по адресу: 420111, г. Казань, ул. К. Маркса, 68, зал заседаний Ученого совета (А-330)

С диссертацией можно ознакомиться в библиотеке Казанского государственного технологического университета

Автореферат разослан 3 июня 2008 г.



Ученый секретарь диссертационного совета
доктор технических наук, профессор

A large, stylized handwritten signature in black ink, likely belonging to S.I. Ponomarev.

С.И. Поникаров

ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОТЫ

Актуальность темы. В соответствии с поручением Правительства Российской Федерации от 19.01.2005 г. № АЖ-П9-188 "О проектах стратегий развития отдельных отраслей" Министерством промышленности и энергетики разработан "Проект стратегии развития химической и нефтехимической промышленности России на период до 2015 года". Согласно проекту развитие химического и нефтехимического комплекса возможно лишь в случае реализации инновационного подхода, в рамках которого предусмотрено выполнение следующих мероприятий: повышение технико-экономического уровня производств за счет реконструкции, модернизации и нового строительства; снижение расходов сырьевых, топливно-энергетических и трудовых ресурсов на производство химической и нефтехимической продукции; максимальное внедрение результатов отечественных разработок и использование новейшего оборудования отечественных машиностроительных предприятий при реконструкции, техническом перевооружении и строительстве новых производств.

Неотъемлемой составляющей реализации перечисленных мероприятий является проведение проектных работ. В этой связи особый интерес вызывает разработка методов проектирования процессов и аппаратов химической технологии.

Рассмотрению вопросов проектирования аппаратов и систем посвящено множество работ, особое место среди которых занимают исследования ученых Кафарова В.В., Сиразетдинова Т.К., Островского Г.М., Волина Ю.М., Рамма В.М., Тимошенко А.В., Серафимова Л.А., Дьяконова С.Г., Елизарова В.И., и др.

Существующая практика выполнения проектных расчетов предполагает постоянство параметров входных потоков проектируемой установки, т.е. проектирование выполняется при параметрах сырья, строго оговоренных в техническом задании (ТЗ). В то же время наличие множества ресурсодобывающих компаний, а также установившиеся рыночные отношения приводят к проблеме выбора сырьевых источников и, как следствие, непостоянству параметров сырья перерабатывающих предприятий отрасли. В результате такого непостоянства в процессе эксплуатации возникает необходимость корректировки технологического режима либо реконструкции действующего оборудования. Создание методов проектирования технологических аппаратов, позволяющих учитывать возможное изменение параметров сырья либо определять пределы их изменения, является актуальной задачей. Задача осложняется для случая химико-технологических систем (ХТС), состоящих из взаимосвязанных аппаратов.

Решение рассматриваемой задачи предоставит возможность проектирования технологических аппаратов и ХТС, структура, конструктивные и режимные параметры которых будут независимыми по отношению к изменению характеристик сырья в определенной области, а кондиционные свойства получаемых продуктов будут отвечать заданным ГОСТам или техническим условиям (ТУ).

Цель работы: разработка методов проектирования и построения области изменения параметров сырья технологических аппаратов и систем по условиям удовлетворительного функционирования (работоспособности), заданных требованиями ТЗ и ТУ в форме ограничений на показатели процесса.

Задачи исследования.

1. Разработка метода, алгоритма и программного комплекса предпроектной разработки технологических аппаратов по "условиям" удовлетворительного функционирования, сформированных требованиями ТЗ и ТУ в виде ограничений (неравенств) на показатели процесса.

2. Разработка методов и алгоритмов проектирования технологических систем,

состоящих из взаимосвязанных аппаратов по агрегированным, смешанным и терминальным показателям функционирования.

3. Разработка метода построения области изменения характеристик сырья, в пределах которой вектор проектируемых параметров технологических аппаратов и систем остается неизменным.

4. Применение разработанных методов и алгоритмов в задачах проектирования технологических процессов нефтепереработки и нефтехимии.

Методы исследования. Для решения поставленных задач в работе использовались: методология решения задач аналитического проектирования, методы математического моделирования промышленных аппаратов, теории принятия решений, нелинейного и динамического программирования.

Научная новизна.

1. Сформулирована многокритериальная задача проектирования, разработаны методы и алгоритмы проектирования технологических аппаратов и систем по условиям удовлетворительного функционирования (работоспособности), заданных в виде требований ТЗ и ТУ при переменных параметрах сырья

2. Разработан метод построения области изменения характеристик поступающего на переработку сырья, в пределах которой конструктивные и режимные параметры остаются неизменными.

Достоверность результатов работы. Достоверность математических моделей и методов в задачах проектирования массообменных и реакционных аппаратов при переменных параметрах сырья подтверждается результатами промышленного эксперимента, применением законов сохранения массы, тепла и импульса.

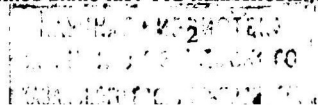
Практическая ценность. Предложенные методы позволяют определять конструктивные и технологические параметры, область изменения характеристик сырья на стадии предпроектной разработки и исключить в процессе эксплуатации корректировку технологического режима или реконструкцию оборудования. На основе разработанных методов проведена предпроектная разработка технологических установок разделения хлорметиловой фракции, широкой фракции легких углеводородов, получения эфиров при переменных параметрах сырья.

Использование работы. На основе предложенных в работе методов и алгоритмов проектирования проведена оптимизация действующей промышленной газофракционирующей установки на заводе ДБ и УВС ОАО "Нижнекамскнефтехим". Внедрение оптимальных параметров технологического режима в ректификационных колоннах установки привело к сокращению расхода тепла греющего пара на 11 %.

Апробация работы. Основные результаты работы обсуждались на: Международных научных конференциях "Математические методы в технике и технологиях" (Казань, 2005; Воронеж, 2006; Ярославль, 2007; Саратов, 2008), Межвузовской научно-практической конференции студентов и аспирантов "Актуальные проблемы образования, науки и производства" (Нижнекамск, 2006), VII Международной конференции по интенсификации нефтехимических процессов "Нефтехимия-2005" (Нижнекамск, 2005).

Публикация результатов работы. По теме диссертации опубликовано 10 печатных работ. Среди них 4 статьи, 3 из которых в журнале из перечня ВАК, 6 – в материалах конференций.

Структура и объем работы. Работа состоит из введения, четырех глав, заключения, списка литературы и приложений. Основной текст работы изложен на 171 страницах машинописного текста, содержит 37 рисунков, 40 таблиц. Список использованных источников включает 112 наименований.



СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ

В первой главе проведен анализ существующих подходов к проектированию технологических аппаратов и систем на основе физического, математического, сопряженного физического и математического моделирования. Рассмотрены математические модели типовых процессов химической технологии. Показана актуальность задачи проектирования аппаратов и ХТС, структура, конструкция и технологический режим аппаратов которой будут независимыми по отношению к изменению входных параметров в определенной области.

Во второй главе изложены методы проектирования и определения состояния входа технологических аппаратов и процессов по условиям удовлетворительного функционирования.

Математическое описание технологического аппарата представляется в виде:

$$y = f(x, u), \quad (1)$$

где $y = (y_1, y_2, \dots, y_n)$, $y \in Y$ – n -мерный вектор выходных параметров аппарата; $x = (x_1, x_2, \dots, x_m)$, $x \in X$ – m -мерный вектор параметров, характеризующих состояние входа аппарата; $u = (u_1, u_2, \dots, u_s)$, $u \in U$ – s -мерный вектор проектируемых параметров. Входные параметры: состав, расход, температура, давление исходных веществ, поступающих в аппарат. Обозначим переменные параметры на входе аппарата через $v = (v_1, v_2, \dots, v_c)$, $v \in V \subset X$. Компоненты вектора проектируемых параметров аппарата: параметры технологического режима и конструктивные параметры. Выходные параметры аппарата характеризуют составы и расходы продуктов разделения, степень превращения веществ в реакторе и др.

В качестве показателей, характеризующих эффективность функционирования аппаратов, могут быть капитальные затраты на создание аппарата и его эксплуатацию, показатели, характеризующие качество и количество выпускаемой продукции и т.п. Эффективность работы аппарата r_k зависит от вектора входных и проектируемых параметров.

$$r_k = r_k(x, u, v), \quad k = 1, 2, \dots, m.$$

На показатели функционирования аппарата согласно требованиям ТЗ и ТУ при проектировании накладываются ограничения в виде неравенств

$$b_k \leq r_k(x, u, v) \leq B_k, \quad k = 1, 2, \dots, m, \quad (2)$$

где b_k , B_k – заданные предельно-допустимые значения показателей.

Требуется определить вектор проектируемых параметров $u \in U$ и область изменения входных параметров $V \subset X$ аппарата, описываемого уравнениями (1), которые обеспечивают выполнение ограничений (2).

Вместо показателей r_k введены безразмерные критерии проектирования

$$\gamma'_k(u, v) = \frac{B_k - r_k(x, u, v)}{B_k - b_k}, \quad \gamma''_k(u, v) = \frac{r_k(x, u, v) - b_k}{B_k - b_k}, \quad k = 1, 2, \dots, m. \quad (3)$$

Величины $\gamma'_k(u, v)$, $\gamma''_k(u, v)$ показывают отклонение показателей функционирования аппарата r_k от максимальных и минимальных значений.

Неравенства (2) эквивалентны неравенствам

$$\gamma_k(u, v) \leq 1; \quad k = 1, 2, \dots, 2m. \quad (4)$$

Проектируемые параметры $u = (u_1, u_2, \dots, u_s)$, удовлетворяющие неравенствам

(4) $\forall v \in V$, являются допустимыми.

Если для области V_0 входных переменных $v \in V_0 \subset X$ и вектора проектируемых параметров $u \in U$ выполняется условие

$$\Gamma(u, v) = \max_{k=1,2,\dots,2m} \gamma_k(u, v) \leq 1 \quad \forall v \in V_0 \subset X, \quad (5)$$

то вектор проектируемых параметров $u \in U$ удовлетворяет условиям (4) и инвариантен по отношению к изменению входных параметров в области V_0 .

В случае, когда условие (5) не выполняется, необходимо найти следующее приближение вектора $u \in U$ и (или) области входных параметров V_0 ($v \in V_0 \subset X$) путем минимизации критерия $\Gamma(u, v)$. Необходимое и достаточное условие существования решения задачи:

$$\Gamma_0(u, v) = \min_{u \in U} \max_{k=1,2,\dots,2m} \gamma_k(u, v) \leq 1 \quad \forall v \in V_0 \subset X.$$

Из полученного множества решений задачи, обеспечивающих выполнение условия (5), выбирается одно u_0 или несколько решений. Построение области входных параметров проводится методом последовательных приближений. Для каждого значения $v_{j+1} = v_j \pm \Delta v$ проверяется условие (5) при $u_0 \in U$. Если это условие выполняется, то значение v_{j+1} сохраняется. Расчет повторяется при заданной величине $u_0 \in U$ до тех пор, пока не найдется такое значение входных переменных, при котором условие (5) нарушается. Множество значений v определяет область изменения входных параметров при $u = u_0$.

Рассматривается процесс, состоящий из N последовательно соединенных элементов или аппаратов (рис. 1).

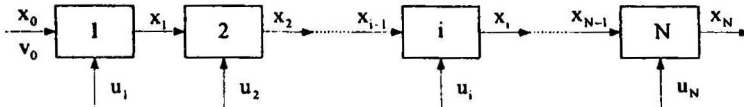


Рис. 1. Многостадийный процесс последовательной переработки сырья

Математическое описание отдельных аппаратов:

$$x_i = f_i(x_{i-1}, u_i), \quad i = 1, 2, \dots, N, \quad (6)$$

где $x_i = (x_{i,1}, x_{i,2}, \dots, x_{i,n})$, $x_{i-1} = (x_{i-1,1}, x_{i-1,2}, \dots, x_{i-1,n})$ соответственно векторы выходных и входных параметров i -го аппарата, $u_i = (u_{i,1}, u_{i,2}, \dots, u_{i,r})$ – вектор проектируемых параметров аппарата, N – число аппаратов.

Показатели удовлетворительной работы отдельных аппаратов

$$r_{k,i} = r_{k,i}(x_{i-1}, u_i), \quad k = 1, 2, \dots, m; \quad i = 1, 2, \dots, N.$$

Показатели удовлетворительного функционирования процесса агрегированы из показателей отдельных аппаратов

$$R_k = \sum_{i=1}^N r_{k,i}(x_{i-1}, u_i), \quad k = 1, 2, \dots, m. \quad (7)$$

Удовлетворительное функционирование технологического процесса характеризуется условиями, когда его показатели функционирования не выходят за допустимые границы

$$a_k \leq R_k = \sum_{i=1}^N r_{k,i}(x_{i-1}, u_i) \leq A_k \quad \forall v_0 \in V_0. \quad (8)$$

Совокупность проектируемых параметров $u = (u_1, u_2, \dots, u_N) \in U$ по аналогии с методом динамического программирования называется стратегией проектирования технологического процесса.

Необходимо построить стратегию проектирования процесса $u = (u_1, u_2, \dots, u_N) \in U$, описываемого уравнениями (6), при которой выполняются ограничения на показатели функционирования (8).

Стратегия проектирования, обеспечивающая решение поставленной задачи называется допустимой стратегией. Введены критерии

$$h'_{k,i}(x_{i-1}, u_i) = \frac{A_k/N - r_{k,i}}{A_k - a_k}, \quad k = 1, 2, \dots, m; \\ h^*_{k,i}(x_{i-1}, u_i) = \frac{r_{k,i} - a_k/N}{A_k - a_k}, \quad k = 1, 2, \dots, m; \quad i = 1, 2, \dots, N.$$

Неравенства (8) эквивалентны неравенствам

$$\Gamma_k(u) = \sum_{i=1}^N h_{k,i}(x_{i-1}, u_i) \leq 1, \quad k = 1, 2, \dots, 2m. \quad (9)$$

Если при стратегии $u = (u_1, u_2, \dots, u_N) \in U$ выполняется условие

$$\Gamma_0(u) = \max_{k \in [1, 2, \dots, 2m]} \Gamma_k(u) = \max_{k \in [1, 2, \dots, 2m]} \sum_{i=1}^N h_{k,i}(x_{i-1}, u_i) \leq 1, \quad (10)$$

то стратегия $u \in U$ является допустимой.

Условие

$$S_N(u) = \min_{u \in U} \Gamma_0(u) = \min_{u \in U} \max_{k \in [1, 2, \dots, 2m]} \Gamma_k(u) \leq 1 \quad \forall v_0 \in V_0 \quad (11)$$

для процесса, описываемого уравнениями (6), является необходимым и достаточным условием существования допустимой стратегии проектирования.

Для построения допустимой стратегии проектирования используется алгоритм решения минимаксной задачи. Для процессов, состоящих из N аппаратов, в качестве систематической процедуры понижения размерности применяется метод динамического программирования.

Учитывая выражения показателей функционирования и критериев проектирования, заданных в виде аддитивных функций (7), (9) и уравнения состояния (6) при заданной стратегии проектирования $u \in U$ получено функциональное уравнение аналитического проектирования:

$$S_N(x_0, v_0) = \min_{u_1 \in U} \left[\max_{k \in [1, 2, \dots, 2m]} h_k(x_0, v_0, u_1) + S_{N-1}(f_1(x_0, v_0, u_1)) \right], \quad (12)$$

Полученное уравнение является математической формулировкой принципа оптимальности и позволяет, зная решение минимаксной задачи для $N-1$ последних аппаратов процесса и зависимость минимального значения критерия $\Gamma_{0,N-1}$ от x_1 , определить вектор проектируемых параметров для первого аппарата $u_1 \in U$.

Расчет стратегии проектирования в соответствии с рекуррентным соотношением (12) проводится от последнего аппарата, с конца процесса, к началу, до первого аппарата. В результате расчетов проверяется условие

$$S_N(x_0, v_0) \leq 1 \quad \forall v_0 \in V_0. \quad (13)$$

Если это условие выполняется, то стратегия проектирования $u_0 = (u_{0,1}, u_{0,2}, \dots, u_{0,N})$ является решением минимаксной задачи и допустимой стратегией. В случае, когда неравенства (13) нарушаются хотя бы для одного значения вектора $v_0 \in V_0$, такая стратегия допустимой не является, условия удовлетворительного функционирования процесса не выполняются.

Рекуррентное соотношение для последнего аппарата:

$$S_1(x_{N-1}) = \min_{u_{N-1} \in U_{N-1}} \max_{k \in \{1, 2, \dots, 2m\}} h_k(x_{N-1}, u_{N-1}).$$

Для первого значения вектора $x_{N-1}^{(1)}$ на входе N-го аппарата получаем вектор $u_{0,N}(x_{N-1}^{(1)})$. Аналогично определяется $u_{0,N}(x_{N-1}^{(2)})$ для значения параметра $x_{N-1}^{(2)} \in X_{N-1}$ и т.д. для всей области входных параметров X_{N-1} . В результате изложенной процедуры расчета находятся зависимости: $u_{0,N}(x_{N-1}^{(j)})$, $S_{1,j}(x_{N-1}^{(j)})$, $x_{N,j}(x_{N-1}^{(j)}, u_{0,N-1}^{(j)})$.

Рекуррентное соотношение для N-1-го аппарата

$$S_2(x_{N-2}) = \min_{u_{N-1} \in U_{N-1}} \left[\max_{k \in \{1, 2, \dots, 2m\}} h_k(x_{N-2}, u_{N-1}) + S_1(x_{N-1}) \right].$$

Продолжая процесс вычислений для всех остальных аппаратов, приходим к расчету вектора проектируемых параметров для первого аппарата в зависимости от вектора входных параметров технологического процесса $x_0 \in X_0$, среди которых находятся и переменные параметры сырья $v_0 \in V_0 \subset X_0$. Рекуррентное соотношение для определения $u_{0,1}(x_0, v_0)$ имеет вид (12). В результате получены зависимости $u_0(x_0, v_0)$, $x_1(x_0, v_0)$, $S_N(x_0, v_0)$.

На этом первый этап решения задачи закончен. Второй этап решения проводится от начала процесса к конечному аппарату и связан с выбором значения u_i для каждого аппарата. По измеренному значению параметров сырья $v_0^{(i)} \in V_0$ и заданной величине $x_0 \in X$ для первого аппарата выбирается $u_{0,1}$, по уравнению состояния вычисляется $x_1(x_0, v_0^{(i)}, u_{0,1})$. Для состояния на входе второго аппарата $x_1(x_0, v_0^{(i)}, u_{0,1})$ выбирается значение $u_{0,2}$ и рассчитывается состояние выхода $x_2(x_1, u_{0,2})$ и т.д., продолжая процесс вычислений, находится стратегия проектирования $u_{0,1}, u_{0,2}, \dots, u_{0,N}$ и состояние выхода каждого аппарата для заданного значения параметров сырья $v_0 \in V_0$.

Из множества проектируемых параметров $U_0 = (u_{0,1}, u_{0,2}, \dots, u_{0,N})$ выбирается одно или несколько значений, которые для одного или множества входных параметров $V_0 = (v_0^{(1)}, v_0^{(2)}, \dots, v_0^{(s)})$ удовлетворяют условию $S_N(x_0, v_0) \leq 1 \quad \forall v_0 = (v_0^{(1)}, v_0^{(2)}, \dots, v_0^{(s)})$. Пересечение множеств $C = V_0 \cap U_0 \cap S_N$ определяет множество проектируемых и входных параметров, при которых выполняются условия $S_N(x_0, v_0) \leq 1$.

Рассматриваются технологические процессы, для которых помимо

ограничений на агрегированные показатели функционирования, существуют ограничения на показатели функционирования отдельных аппаратов. Математическое описание такого процесса включает уравнения (6), ограничения на агрегированные показатели функционирования (8) и на показатели функционирования отдельных аппаратов (локальные показатели):

$$b_{k,i} \leq \rho_{k,i}(x_{i-1}, u_i) \leq B_{k,i} \quad \forall v_0 \in V_0, \quad k = 1, 2, \dots, m; \quad i = 1, 2, \dots, N. \quad (14)$$

Необходимо построить стратегию проектирования процесса $u = (u_1, u_2, \dots, u_N) \in U$, описываемого уравнениями (6), при которой выполняются ограничения на показатели функционирования (8), (14).

Частный случай 1. Часть показателей функционирования последнего в схеме аппарата $r_{k,N}(x_{N-1}, u_N)$ ($k = 1, 2, \dots, m$) входит в агрегированные показатели, другая часть $\rho_{k,N}(x_{N-1}, u_N)$ ($k = m+1, m+2, \dots, q$) в агрегированные показатели не входит. Неравенства (14) эквивалентны неравенствам: $\gamma_{k,N}(x_{N-1}, u_N) \leq 1$, $k = 2m+1, 2m+2, \dots, 2q$.

Для N -го аппарата определяется вектор проектируемых параметров $u_N(x_{N-1})$ и область входных параметров, удовлетворяющих условиям:

$$S_1(x_{N-1}) = \min_{u_N \in U_N} \max_{k \in [1, 2, \dots, 2m]} h_{k,N}(x_{N-1}, u_N) \quad (15)$$

$$\Gamma(u_N) = \max_{k \in [2m+1, \dots, 2q]} \gamma_{k,N}(x_{N-1}, u_N) \leq 1. \quad (16)$$

Задается значение параметра на входе $x_{N-1} \in X_{N-1}$, первое приближение вектора проектируемых параметров $u_N^{(1)} \in U_N$ и проводится минимизация величины $\max_{k \in [1, 2, \dots, 2m]} h_{k,N}(x_{N-1}, u_N^{(1)})$ выбором $u_N \in U_N$:

$$S_1(x_{N-1}) = \min_{u_N \in U_N} \max_{k \in [1, 2, \dots, 2m]} h_{k,N}(x_{N-1}, u_{0,N}).$$

Проверяется условие (16). Если условие выполняется, то вектор проектируемых параметров $u_{0,N}$ для заданного значения $x_{N-1} \in X_{N-1}$ удовлетворяет условиям (15), (16). Теперь проводится расчет для следующего значения входных переменных $x_{N-1} \in X_{N-1}$. Таким образом, проводится расчет для всех переменных на входе аппарата $x_{N-1} \in X_{N-1}$, в результате которого определяется область изменения входных переменных

$$x_{N-1}^* \leq x_{N-1} \leq x_{N-1}^{**} \quad (17)$$

и вектор проектируемых параметров $u_{0,N}(x_{N-1})$, удовлетворяющий условиям (15), (16). Здесь x_{N-1}^* , x_{N-1}^{**} — предельные значения переменных на входе, определяющие допустимую область их изменения.

При переходе к расчету следующего $N-1$ -го аппарата кроме показателей $r_{k,N-1}(x_{N-2}, u_{N-1})$ и $\rho_{k,N-1}(x_{N-2}, u_{N-1})$ накладываются ограничения на выходные параметры, являющиеся входными для N -го аппарата в виде неравенств (17). Вместо ограничений $x_{N-1,k}^* \leq x_{N-1,k} \leq x_{N-1,k}^{**}$ ($k = 1, 2, \dots, n$) вводятся безразмерные критерии в количестве $2n$.

В результате расчета N-1-го аппарата получены зависимости $u_{0,N-1}(x_{N-2})$, $S_2(x_{N-2})$; $x_{N-1}(x_{N-2})$ и область изменения входных переменных $x_{N-2}^* \leq x_{N-2} \leq x_{N-2}^{**}$, из которой формируются критерии проектирования N-2-го аппарата. Продолжая процесс проектирования, находим область изменения входных переменных на входе каждого аппарата

$$x_{i-1}^* \leq x_{i-1} \leq x_{i-1}^{**} \quad i = 1, 2, \dots, N$$

и допустимую стратегию проектирования $u_0 = (u_{0,1}, u_{0,2}, \dots, u_{0,N})$, удовлетворяющую условиям:

$$S_N(x_0, v_0) = \min_{u_i \in U_i} \left[\max_{k \in \{1, 2, \dots, 2m\}} h_{k,1}(x_0, u_1) + S_{N-1}(x_1) \right] \leq 1;$$

$$\Gamma(u_j) = \max_{k \in \{2m+1, \dots, 2(q+n)\}} \gamma_{k,j}(x_{j-1}, u_j) \leq 1, \quad j = 1, 2, \dots, M,$$

где j – номер аппарата, функционирование которого характеризуется локальными показателями p_k .

Из области входных переменных $[x_0^*, x_0^{**}]$ первого аппарата схемы выбираются переменные параметры v_0 , которые в процессе эксплуатации могут изменяться и определяется область их изменения $V_0 = [v_0^*, v_0^{**}]$.

Второй этап расчета аналогичен алгоритму, изложенному для случая проектирования по агрегированным показателям.

Частный случай 2. На показатели функционирования аппаратов и технологического процесса накладываются ограничения.

$$b_{i,k} \leq \Gamma_{i,k}(x_{i-1}, u_i) \leq B_{i,k}, \quad i = 1, 2, \dots, N; \quad (18)$$

$$a_k \leq R_k \leq A_k, \quad R_k = \sum_{i=1}^N \Gamma_{k,i}(x_{i-1}, u_i), \quad a_k = \sum_{i=1}^N b_{i,k}, \quad A_k = \sum_{i=1}^N B_{i,k}, \quad k = 1, 2, \dots, m; \quad (19)$$

Требуется определить стратегию проектирования $u_0 = (u_{0,1}, u_{0,2}, \dots, u_{0,N}) \in U$ и область изменения входных переменных всего процесса $v_0 \in V_0 \subset X_0$, описываемого уравнениями (6), которые обеспечивают выполнение ограничений на показатели функционирования (18), (19). Неравенства (18), (19) представлены в эквивалентной форме:

$$\gamma_{i,k}(x_{i-1}, u_i) \leq 1, \quad k = 1, 2, \dots, 2m; \quad (20)$$

$$\lambda_k(x_0, u) \leq 1, \quad k = 1, 2, \dots, 2m, \quad (21)$$

Если при стратегии $u_0 = (u_{0,1}, u_{0,2}, \dots, u_{0,N}) \in U$ выполняются условия (20), тогда данная стратегия удовлетворяет условию (21). Необходимое и достаточное условие существования допустимой стратегии принимает вид

$$\Gamma_0(u) = \min_{u_i \in U_i} \max_{k \in \{1, 2, \dots, 2m\}} \gamma_{i,k}(x_{i-1}, u_i) \leq 1 \quad \forall v_0 \in V_0 \subset X_0.$$

Расчет допустимой стратегии и области изменения входных параметров проводится с последнего аппарата технологической схемы. Условию $\Gamma_N(u_N) \leq 1$ удовлетворяет одно или несколько решений $u_N \in U_N$, если они существуют. Из множества решений выбирается одно значение вектора проектируемых параметров

$u_{0,N}(x_{N-1})$ и для него методом последовательных приближений строится область изменения входных переменных $x_{N-1} \in X_{N-1} : x_{N-1}^* \leq x_{N-1} \leq x_{N-1}^{**}$.

Далее выполняется проектирование следующего $N-1$ -го аппарата. Как и в предыдущем случае формируются критерии по выходным переменным. В результате расчета получаем одно значение вектора $u_{0,N-1}(x_{N-2}) \forall x_{N-2} \in [x_{N-2}^*, x_{N-2}^{**}]$.

Процесс вычислений продолжается до первого аппарата, для которого находятся $u_{0,1}(x_0) \in U_1 \forall x_0 \in [x_0^*, x_0^{**}]$. Поскольку значения проектируемых параметров для каждого аппарата определены для всех значений входных переменных, то второй этап расчета исключается.

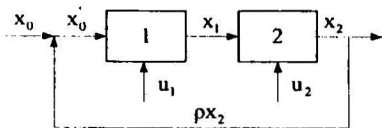


Рис. 2.

При организации технологического процесса с обратной связью (рис. 2) вектор состояния входа для первого аппарата процесса $x_0' = x_0 + \rho x_2$.

В результате построения области изменения параметров на входе 2-го и 1-го аппаратов согласно алгоритмам, изложенным выше, получим множество значений $x_0' = (x_{0,1}', x_{0,2}', \dots, x_{0,n}')$. Каждому значению $x_{0,i}'$ ($i = 1, 2, \dots, n$) соответствует стратегия $u_{0,i} = (u_{0,1}^i, u_{0,2}^i, \dots, u_{0,N}^i)$ и значение вектора на выходе процесса $x_{2,i}$. При заданной величине коэффициента обратной связи ρ получим множество значений входных параметров процесса $x_{0,i} = x_{0,i}' - \rho x_{2,i}'$, $i = 1, 2, \dots, n$.

В третьей главе рассматривается применение разработанных методов в задаче проектирования массообменного аппарата.

Математическое описание ректификационной колонны включает уравнения покомпонентного материального, теплового балансов, составленных относительно теоретических ступеней разделения, и гидравлического расчета. В результате гидравлического расчета определяется тип контактных устройств, диаметр и высота колонны. Количество действительных тарелок в аппарате: $N_K = N/\eta_T$, где N – число теоретических ступеней, определяемое в результате расчета уравнений материального баланса; η_T – эффективность или коэффициент полезного действия колонны.

Для расчета эффективности рассматриваются уравнения турбулентного движения и массопереноса с граничными условиями в парожидкостном слое на контактных устройствах колонны:

$$u \frac{\partial u}{\partial \xi} + \vartheta \frac{\partial u}{\partial \eta} = -\frac{1}{\rho_{\text{ж}}} \frac{\partial p}{\partial \xi} + \nu_T \left(\frac{\partial^2 u}{\partial \xi^2} + \frac{\partial^2 u}{\partial \eta^2} \right), \quad \frac{\partial u}{\partial \xi} + \frac{\partial \vartheta}{\partial \eta} = 0, \quad \frac{\partial p}{\partial \xi} = \frac{\Delta p}{l_{\text{ж}}}, \quad (22)$$

$$u \frac{\partial x}{\partial \xi} + \vartheta \frac{\partial x}{\partial \eta} = D_T \left(\frac{\partial^2 x}{\partial \xi^2} + \frac{\partial^2 x}{\partial \eta^2} \right) + g_x, \quad (23)$$

где u , ϑ – продольная и поперечная составляющие скорости жидкости на тарелке; x – массовая концентрация компонентов в жидкой фазе; ξ и η – безразмерная продольная (вдоль пути жидкости) и поперечная координаты плоскости тарелки; ν_T и D_T – коэффициенты турбулентной вязкости и диффузии; g_x – источник массы вещества;

Δp – градиент давления жидкости.

Источник массы r_x связан с объемным коэффициентом массопередачи $(K_x a)_x$ и движущей силой процесса:

$$r_x = (K_x a)_x (x^* - x) \quad (24)$$

где x^* – массовая концентрация компонента в жидкой фазе, равновесная с концентрацией пара состава y , находится из уравнения равновесия $x^* = f(y)$.

Объемный коэффициент массопередачи $(K_x a)_x$:

$$(K_x a)_x^{-1} = (\beta a)_x^{-1} + [m(\beta a)_L]^{-1}, \quad (25)$$

где $(\beta a)_x = (\beta a) / V_x$ – объемный коэффициент массоотдачи; V_x – объем жидкости; m – коэффициент распределения.

Выражения для расчета кинетических характеристик парожидкостного слоя принимают вид:

$$\text{в жидкой фазе: } (\beta a)_x = \frac{u_{*x} [S_0 (\rho_n W_0^2 / 2 + \rho_x g h_{ст}) - S_k \rho_n W_k^2 / 2]}{\arctg \sqrt{R_{1x}} Sc_x \sqrt{R_{1x}} (u_{*x}^2 \rho_x + 2\sigma / R_s)}; \quad (26)$$

$$\text{в паровой фазе: } (\beta a)_x = \frac{u_{*r} [S_0 (\rho_n W_0^2 / 2 + \rho_x g h_{ст}) - S_k \rho_n W_k^2 / 2]}{\arctg \sqrt{R_{1r}} Sc_r \sqrt{R_{1r}} (u_{*r}^2 \rho_n + 2\sigma / R_s)}, \quad (27)$$

где u_{*x} , u_{*r} – средняя динамическая скорость в жидкой и паровой фазах; S_0 , S_k – свободное сечение тарелки и колонны; W_0 и W_k – скорость пара в отверстиях газораспределительных устройств и средняя скорость пара в колонне; ρ_n , ρ_x – плотности пара и жидкости; g – ускорение свободного падения; $h_{ст}$ – высота столба жидкости на тарелке; R_{1x} , R_{1r} – число Рейнольдса в пограничных слоях жидкости и пара; Sc – число Шмидта; σ – коэффициент поверхностного натяжения; R_s – эквивалентный радиус отверстий.

Уравнения (25) – (27) позволяют вычислить коэффициенты массопередачи в источниках массы для уравнений (22), (23). Решение уравнений (22) проводится конечноразностной аппроксимацией схемой с весами. Решение уравнения (23) выполняется аппроксимацией исходной системы системой линейных алгебраических уравнений. Интегрирование уравнений (22), (23) с замыкающими соотношениями (24) – (27) позволяют вычислить изменение концентрации компонентов на тарелке и определить ее эффективность или КПД по Мерффи в жидкой фазе E_x и паровой E_y :

$$E_x = \frac{x_0 - x_1}{x_0 - x_{yx}^*}, \quad E_y = \frac{1}{1 - m_p V / L (1 - 1/E_x)} \quad (28)$$

где x_0 , x_1 – концентрации компонентов на входе и на выходе тарелки; x_{yx}^* – равновесная концентрации компонентов на выходе тарелки; m_p – коэффициент распределения; L , V – массовые расходы жидкости и пара.

На основе предложенной модели проводится проектирование ректификационной установки разделения хлорметил-изобутиленовой фракции производительностью 65000 кг/ч по исходному сырью. Определяются конструктивные параметры установки, а также область изменения переменных

характеристик сырья, при которых установка функционирует удовлетворительно. Состав сырья (% масс.): изобутан – 0.10; изобутилен – 4.50; хлорметил – 95.00; н-пентан – 0.15; изопрен – 0.25.

Удовлетворительное функционирование установки характеризуется качественным составом продуктов получаемых на выходе колонны (табл. 1).

Таблица 1

Показатели качества продуктов разделения

<i>Состав хлорметиловой фракции, % масс.</i>		<i>Состав изобутиленовой фракции, % масс.</i>	
изобутан	≤ 0.10	изобутан	≤ 3.00
изобутилен	≤ 2.00	88.00 ≤ изобутилен	≤ 90.00
хлорметил	≥ 98.00	хлорметил	≤ 1.00
н-пентан	≤ 0.10	н-пентан	≤ 5.00
изопрен	≤ 0.10	изопрен	≤ 7.00

Расход тепла не должен превышать 1260 кДж/кг разделяемой смеси.

Проектируемые параметры установки: N_K – число тарелок; f_K – номер тарелки ввода питания; D , H – диаметр и высота колонны; $R = L/D$ – флегмовое число; T_B , P_B – температура и давление верха колонны; доля отбора потоков компонентов $\xi_i = d_i/f_i$, (f_i , d_i – массовые потоки i -го компонента в питании и дистилляте).

Применимость приведенной математической модели в рассматриваемой задаче подтверждена результатами исследования на достоверность путем сравнения выходных характеристик промышленной установки и расчетных значений по предложенной модели. Максимальная погрешность расчета концентраций 5.92 %, максимальная погрешность расчета режимных параметров 12.35 %.

Значения проектируемых параметров и некоторых параметров гидравлического режима колонны должны удовлетворять условиям: $30 \leq T_B \leq 50$, $700 \leq P_B \leq 900$, $R \leq 5$, $D \leq 4$, $40 \leq H \leq 60$, $60 \leq N_K \leq 80$, $1 \leq f_K \leq N_K$. Доля отбора потоков компонентов задается проектировщиком на основе анализа их теплофизических свойств: $\xi_{\text{изобутан}}=0$, $\xi_{\text{изобутилен}}=0$, $\xi_{\text{хлорметил}}=1$, $\xi_{\text{н-пентан}}=0$, $\xi_{\text{изопрен}}=0$.

В табл. 2 приведены некоторые значения вектора проектируемых параметров, полученные в результате поиска проектируемых параметров на основе разработанного алгоритма.

Таблица 2

Результаты поиска проектируемых параметров

<i>№ итерации</i>	<i>1</i>	<i>2</i>	<i>3</i>	<i>4</i>	<i>5</i>	<i>6</i>	<i>7</i>
<i>Вектор проектируемых параметров</i>							
N , шт.	40	41	43	45	47	49	50
f_K	31	16	28	28	25	19	19
R	2.58	2.29	2.01	1.72	1.72	1.15	0.87
P_B , кПа	801.56	799.17	796.77	794.37	794.37	789.57	787.19
T_B , °C	39.37	39.24	39.13	39.02	39.01	38.77	38.65

Для проведения дальнейших расчетов и построения области входных параметров выбрано решение №4. Область изменения входных параметров установки Δ (кг/ч), в пределах которой проектируемые параметры инвариантны приведена в табл. 3 (X_D , X_B – концентрации компонентов в дистилляте и кубовом остатке).

Таблица 3

Пределы изменения входных параметров установки

Компонент	$f_{\min}$, кг/ч	$f_{\max}$, кг/ч	Δ , кг/ч	$X_D^{\min}$, %	$X_D^{\max}$, %	$X_B^{\min}$, %	$X_B^{\max}$, %
Изобутан	58.66	71.66	13.00	0.00	0.10	0.00	3.00
Изобутилен	2778.75	3071.25	292.50	0.00	2.00	88.00	90.00
Хлорметил	35123.41	68079.38	32955.97	98.00	100.00	0.00	1.00
Н-пентан	93.10	108.05	14.95	0.00	0.10	0.00	5.00
Изопрен	162.00	170.10	8.10	0.00	0.10	0.00	7.00
Смесь	38215.92	71500.43	33284.51	—	—	—	—

В рамках построенной области входных параметров Δ (кг/ч) выполнен гидравлический расчет и расчет эффективности установки. В результате расчета, проводимого для минимального, максимального и указанного в ТЗ расхода питания, определены диаметр, высота, количество и тип действительных тарелок: $D = 3.6$ м, $H = 49.2$ м, $H_T = 0.6$ м; $N_K = 73$, $f_K = 45$, тип тарелки – клапанная двухпоточная.

В условиях эксплуатации при изменении входных параметров в пределах допустимой области (табл. 3) массовые расходы дистиллята D , флегмы L , греющего пара G_Γ в кипятильник и хладагента G_X в конденсатор установки в силу сохранения материального и теплового балансов являются переменными и зависят только от состава и расхода сырья. Расчет уставок регуляторам расхода дистиллята, флегмы, пара и хладагента проводится на основе зависимостей:

$$D = \sum_{i=1}^5 d_i = F \sum_{i=1}^5 x_{F,i} \xi_i, \quad L = RD = RF \sum_{i=1}^5 x_{F,i} \xi_i,$$

$$G_\Gamma = \frac{Q_R}{r_\Gamma} = (R + 1) \frac{Fr_K}{r_\Gamma} \sum_{i=1}^5 x_{F,i} \xi_i; \quad G_X = (R + 1) \frac{Fr_\Pi}{c_p (T_K - T_H)} \sum_{i=1}^5 x_{F,i} \xi_i.$$

где $x_{F,i}$, F – измеренные значения концентрации i -го компонента в питании и расхода сырья; Q_R – расход тепла на обогрев колонны; r_Γ , r_K , r_Π – удельные теплота конденсации греющего пара, испарения кубового остатка и конденсации паров, отводимых с верха колонны, соответственно; c_p – удельная теплоемкость хладагента; T_K , T_H – конечная и начальная температуры хладагента. Удельная теплота конденсации r_K и испарения r_Π определяется по результатам расчета уравнений материального, теплового балансов.

В четвертой главе рассмотрены задачи проектирования и определения состояния входа технологических процессов нефтепереработки и нефтехимии.

В задаче моделирования процесса разделения хлорметил-изобутиленовой фракции в каскаде ректификационных колонн (рис. 3) производительностью 30000 кг/ч определяются технологические параметры (расходы флегмы) и область изменения характеристик сырья по агрегированным показателям функционирования.

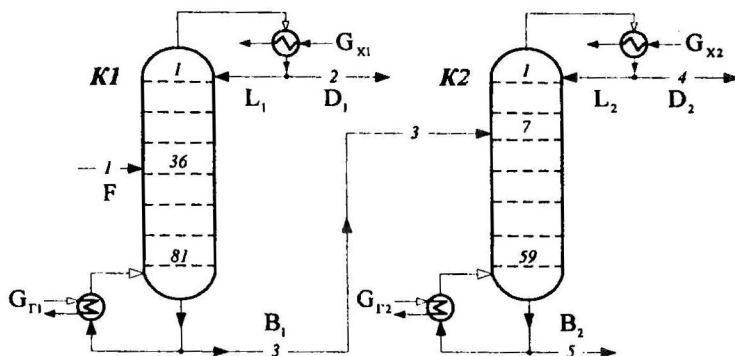


Рис. 3. Технологическая схема установки. 1 – хлорметил-изобутиленовая фракция; 2, 4 – хлорметилловая фракция; 3, 5 – изобутиленовая фракция

Состав сырья (% масс.): хлорметил – 94.39; изобутилен – 5.20; н-бутилен – 0.003; изопрен – 0.404; амилен – 0.003. Требования по качеству хлорметилловой фракции (% масс.): хлорметил ≥ 96 , изобутилен ≤ 4 , бутилен ≤ 0.5 , изопрен ≤ 0.01 , амилен ≤ 0.01 . Расход тепла греющего пара в кипятильники колонн не должен превышать 2725 кДж/кг разделяемой смеси.

Математическое описание ректификационных колонн включает уравнения, приведенные в третьей главе. Адекватность математического описания подтверждена результатами промышленного эксперимента.

Область допустимых значений расходов флегмы L_1 и L_2 :

$$10000 \leq L_1 \leq 40000, 1000 \leq L_2 \leq 27000.$$

В результате моделирования с помощью алгоритма, изложенного во второй главе, по агрегированным показателям определены расходы флегмы $L_{1,0}$ в колонне K1 и $L_{2,0}$ в колонне K2. Допустимая стратегия проектирования $L_{1,0}$, $L_{2,0}$ в зависимости от значений потоков на входе процесса с достаточной точностью методом наименьших квадратов аппроксимирована степенными зависимостями:

$$L_{1, \text{regr.}} = \exp(-38.0694)(f_1)^a (f_2)^b (f_3)^c (f_4)^d (f_5)^e,$$

$$L_{2, \text{regr.}} = 19.4585(f_1)^{-0.1303} (f_2)^{0.9703} (f_3)^{0.0028} (f_4)^{-0.0135} (f_5)^{0.0076},$$

где индексы: 1 – хлорметил, 2 – изобутилен, 3 – н-бутилен, 4 – изопрен, 5 – амилен.

$$a = 9.9638 - 0.3629 \ln f_1,$$

$$b = -0.8902 - 0.3876 \ln f_1 + 0.3535 \ln f_2 - 0.0005 \ln f_3 - 0.0146 \ln f_4 - 0.0009 \ln f_5,$$

$$c = 0.0338 - 0.0036 \ln f_1 + 0.0014 \ln f_3 + 0.0008 \ln f_4 + 0.0008 \ln f_5,$$

$$d = -0.1530 + 0.0214 \ln f_1 + 0.0045 \ln f_4,$$

$$e = 0.0042 - 0.0005 \ln f_1 + 0.0022 \ln f_5,$$

в области изменения потоков на входе установки (кг/ч):

$$20000 \leq f_1 \leq 40000, 500 \leq f_2 \leq 4000, 1 \leq f_3 \leq 40, 20 \leq f_4 \leq 700, 1 \leq f_5 \leq 40.$$

Средняя погрешность аппроксимации для всех значений входных потоков составляет $\Delta \bar{L}_{1, \text{regr.}} = 10.22\%$, $\Delta \bar{L}_{2, \text{regr.}} = 9.02\%$. На рис. 4 построены зависимости

допустимой стратегии проектирования и аппроксимирующих выражений от количества изобутилена в исходной смеси.

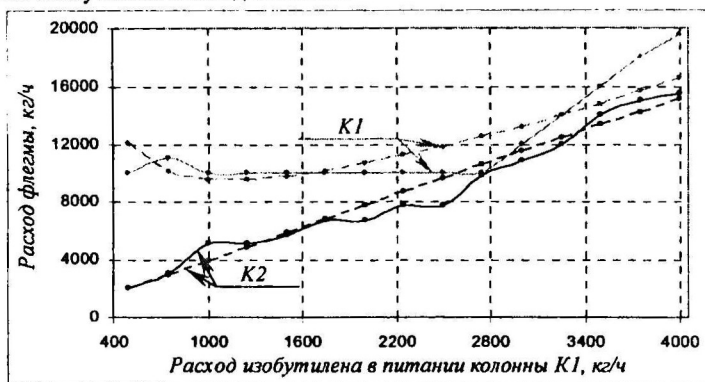


Рис. 4. Зависимость расхода флегмы от расхода изобутилена при $f_1 = 30000$, $f_3 = 40$, $f_4 = 360$, $f_5 = 20.5$ (— моделирование, --- аппроксимирующая функция)

Выполнено проектирование газофракционирующей установки (ГФУ). Согласно требованиям ТЗ необходимо спроектировать установку разделения широкой фракции легких углеводородов (ШФЛУ) производительностью 176000 кг/ч по исходному сырью. Определить структуру установки, технологический режим и конструкцию используемых аппаратов, а также построить область изменения входных параметров, при которых установка будет функционировать удовлетворительно. Состав сырья (% масс.): этан (C_2) – 2.10; пропан (C_3) – 18.00; изобутан (iC_4) – 9.00; бутан (nC_4) – 17.30; изопентан (iC_5) – 17.60; пентан (nC_5) – 15.10; гексан – (C_6) 20.90. Требования по качеству разделения согласно ТУ приведены в табл. 4.

Таблица 4

Показатели качества изготавливаемой продукции

Наименование продукции	Номер ТУ	Углеводородный состав, % масс.
Фракция этановая	Не регламентируется	—
Фракция пропановая	0272-023-00151638-99	$C_2 \leq 2$, $C_3 \geq 96$, $\sum C_4 \leq 3$
Фракция изобутановая	0272-026-00151638-99	$C_3 \leq 1.5$, $iC_4 \geq 97$, $nC_4 \leq 2$
Фракция бутановая	0272-025-00151638-99	$C_3 \leq 0.5$, $iC_4 \leq 1.5$, $nC_4 \geq 97.5$, $iC_5 \leq 0.6$
Фракция изопентановая	0272-029-00151638-99	$nC_4 \leq 1.5$, $iC_5 \geq 97.5$, $nC_5 \leq 2.5$, $C_6 \leq 0.3$
Фракция пентановая	0272-028-00151638-99	$\sum C_4 \leq 0.2$, $nC_5 \geq 96.5$, $C_6 \leq 3$
Фракция гексановая	2411-032-05766801-95	$nC_5 \leq 2$

В качестве аппаратов, необходимых для проведения процесса переработки ШФЛУ, используются простые ректификационные колонны. В результате анализа теплофизических свойств компонентов и состава ШФЛУ определена структура технологической схемы процесса (рис. 5):

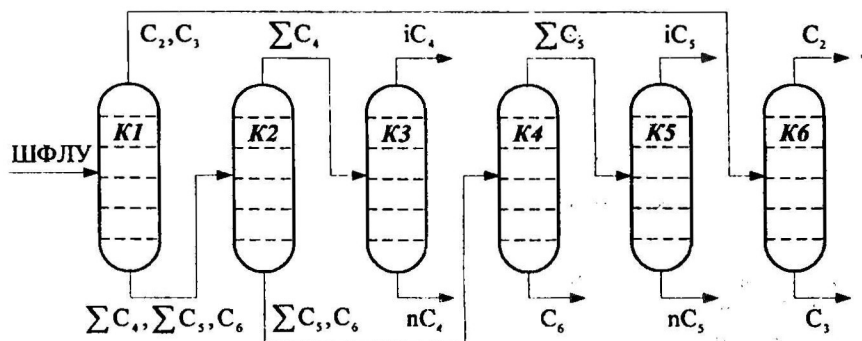


Рис. 5. Структура технологической схемы установки разделения ШФЛУ

Удовлетворительное функционирование процесса характеризуется качественным составом продуктов (табл. 4), получаемых на выходе колонн, а также нормой расхода тепла на установку:

K1	не более	295 кДж/кг;	K2	не более	335 кДж/кг;
K3	не более	1530 кДж/кг;	K4	не более	535 кДж/кг;
K5	не более	1550 кДж/кг;	K6	не более	225 кДж/кг.

Математическое описание отдельных аппаратов процесса разделения ШФЛУ приведено в третьей главе. Проверка достоверности математического описания проводилась на основе моделирования промышленной ГФУ. Погрешность расчета массовой доли целевых компонентов на выходе процесса не превышает 2.84 %. Максимальная погрешность расчета режимных параметров: давления верха 0 %, давления в кубе – 2.62 %, температуры верха – 43.73 %, температуры куба – 13.24 %.

В результате проектирования установки разделения ШФЛУ на основе метода, соответствующего частному случаю 2 проектирования по смешанным показателям функционирования, получены результаты, приведенные в табл. 5, 6.

Таблица 5

Значения проектируемых параметров установки

Параметр	K1	K2	K3	K4	K5	K6
T_B, C^0	50.70	60.50	54.50	61.30	55.70	65.70
$P_B, \text{кПа}$	1925.00	719.40	760.00	253.30	243.20	2918.00
R	3.00	2.00	11.90	1.70	7.50	2.00
N	75	74	126	79	145	53
Nf	30	32	66	56	73	33
H, м	50.00	50.00	80.00	52.00	92.00	28.00
$D_B, \text{м}$	3.40	3.00	3.60	3.80	5.50	2.00
$D_H, \text{м}$	3.40	3.20	3.60	3.80	5.50	3.00
Тарелка верхней секции	клапанная двух-поточная	клапанная двух-поточная	клапанная четырех-поточная	клапанная двух-поточная	клапанная двух-поточная	клапанная двух-поточная
Тарелка нижней секции	клапанная четырех-поточная	клапанная трех-поточная	клапанная четырех-поточная	клапанная двух-поточная	клапанная четырех-поточная	клапанная двух-поточная

Таблица 6

Пределы изменения входных параметров установки, т/ч

	C_2	C_3	iC_4	nC_4	iC_5	nC_5	C_6	ШФЛУ
$f_{\min}$, кг/ч	3116.4	29241.8	15845.0	26996.6	29171.8	25536.5	36795.0	166703.0
$f_{\max}$, кг/ч	4043.4	37530.6	17854.6	30457.0	31294.9	26584.0	55883.9	203648.2

На основе разработанных методов решена задача минимизации энергозатрат на процесс разделения ШФЛУ, проводимый на заводе ДБ и УВС ОАО "Нижнекамскнефтехим". Задача оптимизации сформулирована следующим образом: для установки разделения ШФЛУ, технологическая схема и конструкция аппаратов которой заданы, требуется определить флегмовые числа в колоннах, обеспечивающие минимум потребления тепла греющего пара на установку при ограничениях по качеству получаемых продуктов (табл. 4).

Критерий оптимизации представлен в виде аддитивной функции показателей функционирования отдельных аппаратов, характеризующих расход тепла на обогрев

колонн $Q_R = \sum_{j=1}^{10} Q_R^j \rightarrow \min$, где Q_R^j – расход тепла греющего пара на обогрев

колонн установки. Минимизация величины Q_R^j выполнена путем решения последовательности многокритериальных задач.

Построена область изменения параметров сырья установки получения метил-третамилевого (МТАЭ) и метил-вторамилевого (МВАЭ). Процесс получения эфиров основан на взаимодействии метанола с изоамиленами и пипериленами в присутствии катализатора с последующим разделением реакционной массы. Действующая производительность установки заданной конструкции 3560 кг/ч по исходному сырью.

Состав сырья (% масс.): н-пентан – 46.07, 2-метил-1-бутен – 1.40, 2-метил-2-бутен – 6.46, 1-транс-3-пентадиен – 19.94, 1-цис-3-пентадиен – 26.12. Требования по качеству получаемой смеси эфиров сформированы в виде ТУ. Процесс получения эфиров включает в себя 2 стадии: синтез МТАЭ и МВАЭ в реакторном блоке, выделение МТАЭ и МВАЭ из реакционной смеси на выходе реакторов методом ректификации (рис. 6).

Математическая модель процесса включает математическое описание ректификационной колонны, уравнения кинетики процесса синтеза эфиров:

$$\frac{dx_{2\text{мб}1}}{dL} = -\frac{S_P}{V_P} x_{\text{кат}} k_1 x_{2\text{мб}1}, \quad \frac{dx_{2\text{мб}2}}{dL} = \frac{S_P}{V_P} x_{\text{кат}} (-k_2 x_{2\text{мб}2} + k_3 x_{2\text{мб}1}),$$

$$\frac{dx_{\text{МТАЭ}}}{dL} = \frac{S_P}{V_P} x_{\text{кат}} (k_1 x_{2\text{мб}1} + k_2 x_{2\text{мб}2}), \quad \frac{dx_{\text{пип-цис}}}{dL} = \frac{S_P}{V_P} x_{\text{кат}} (-k_4 x_{\text{пип-цис}} - k_5 x_{\text{пип-цис}}),$$

$$\frac{dx_{\text{пип-тр}}}{dL} = \frac{S_P}{V_P} x_{\text{кат}} (-k_6 x_{\text{пип-тр}} - k_5 x_{\text{пип-тр}}), \quad \frac{dx_{\text{МВАЭ}}}{dL} = \frac{S_P}{V_P} x_{\text{кат}} (k_6 x_{\text{пип-тр}} + k_4 x_{\text{пип-цис}} - k_5 x_{\text{МВАЭ}}),$$

$$\frac{dx_{\text{дин.пип}}}{dL} = \frac{S_P}{V_P} x_{\text{кат}} k_5 x_{\text{МВАЭ}}, \quad \frac{dx_{\text{м}}}{dL} = \frac{S_P}{V_P} x_{\text{кат}} (-k_1 x_{2\text{мб}1} - k_2 x_{2\text{мб}2} - (k_4 + k_5) x_{\text{пип-цис}} - (k_6 + k_5) x_{\text{пип-тр}}),$$

где x_i – объемные мольные концентрации компонентов реакционной смеси и

катализатора; L – продольная координата реактора; S_p – свободное сечение реактора; V_p – объемный расход реакционной смеси. Константы скорости реакции k_q ($q = 1, 2, \dots, 6$) описываются уравнением Аррениуса:

$$k_q = k_{q,0} \exp(-E_q / (R_T T_p)),$$

где $k_{q,0}$ – предэкспоненциальный множитель, E_q – энергия активации компонентов, вступающих в реакцию, R_T – универсальная газовая постоянная.

$$k_{1,0} = \exp(25.05), E_1/R_T = 9241.97; \quad k_{2,0} = \exp(29.19), E_2/R_T = 9241.97;$$

$$k_{3,0} = \exp(29.05), E_3/R_T = 10925.99; \quad k_{4,0} = \exp(23.12), E_4/R_T = 9888.56;$$

$$k_{5,0} = \exp(26.96), E_5/R_T = 11431.82; \quad k_{6,0} = \exp(24.44), E_6/R_T = 9712.30.$$

Изменение температур реакционной смеси T_p и теплоносителя T_T в реакторе определяются следующими уравнениями

$$\frac{dT_p}{dL} = \left(\frac{dx_{2MGI}}{dL} + \frac{dx_{2MGI}}{dL} \right) \frac{\Delta H_1}{c_p^{cm}} + \left(\frac{dx_{\text{пип-дис}}}{dL} + \frac{dx_{\text{пип-тр}}}{dL} \right) \frac{\Delta H_2}{c_p^{cm}} - \frac{K_{PT} \pi D_T N_T}{V_p c_p^{cm}} (T_p - T_T);$$

$$\frac{dT_T}{dL} = \frac{K_{PT} \pi D_T N_T}{G_T c_p^{cm}} (T_p - T_T),$$

где ΔH_1 , ΔH_2 – тепловой эффект реакции для изоамиленов и пипериленов; c_p^{cm} – изобарная теплоемкость реакционной смеси; K_{PT} – коэффициент теплопередачи от реакционной массы к теплоносителю через стенки трубки; N_T , D_T – количество и диаметр трубок в реакторе. Достоверность математического описания процесса проверена на основе моделирования действующего установившегося.

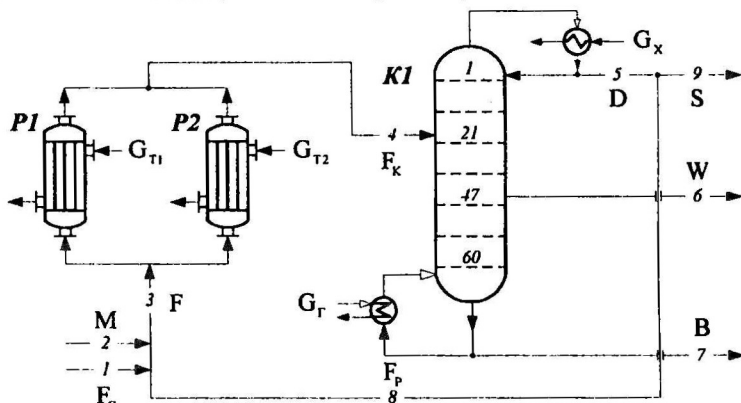


Рис. 6. Установка получения эфиров. 1 – сырье; 2 – метанол; 3 – реакционная смесь; 4 – продукты реакции; 5 – непрореагировавшие компоненты; 6 – эфиры; 7 – побочные продукты синтеза; 8 – рецикл; 9 – отработанная фракция C_5

Результаты построения области входных параметров технологического процесса и ТУ при доле рецикла $r_p = 0.3$ представлены в табл. 7.

Таблица 7

Области изменения параметров материальных потоков установки, кг/ч

Компонента	f_C^{min}	f_C^{max}	f_P^{min}	f_P^{max}	f^{min}	f^{max}
Н-пентан	1594.1	1735.4	682.9	743.6	2277.0	2479.0
2-метил-1-бутен	34.7	63.3	—	—	34.7	63.3
2-метил-2-бутен	220.4	240.5	14.8	19.5	235.2	259.9
1-цис-3-пентадиен	905.5	974.4	326.9	360.6	1232.3	1335.0
1-транс-3-пентадиен	689.1	734.8	133.9	152.4	823.0	887.2
Метанол	294.3	322.1	—	—	294.3	322.1
МТАЭ	—	—	0.01	0.1	—	—
МБАЭ	—	—	0.03	0.3	—	—
Димеры пиперилена	—	—	0.0	0.0	—	—
Итого	3738.2	4070.4	1158.5	1276.5	4896.7	5346.5

ОСНОВНЫЕ РЕЗУЛЬТАТЫ РАБОТЫ

1. Сформулирована многокритериальная задача проектирования на стадии предпроектной разработки технологических аппаратов и ХТС по условиям удовлетворительного функционирования (работоспособности) при переменных параметрах сырья. Условия удовлетворительного функционирования представлены в виде ограничений на качественные и количественные характеристики получаемых продуктов, параметры технологического режима и конструкции аппаратов, эксплуатационные и капитальные показатели и др.

2. Разработан метод проектирования технологических аппаратов по условиям удовлетворительного функционирования, позволяющий определять проектируемые параметры и область изменения характеристик сырья, в пределах которой проектируемые параметры остаются неизменными (инвариантными).

3. Предложенный метод применяется в задаче проектирования тарельчатых ректификационных аппаратов разделения многокомпонентных смесей. Получена замкнутая математическая модель ректификационной установки. Спроектирована установка разделения хлорметил-изобутиленовой фракции. На основе промышленного эксперимента показана адекватность предложенной математической модели установки. В результате проектирования определены конструктивные и технологические параметры, область изменения характеристик сырья.

4. При проектировании ХТС по агрегированным показателям, записанным в виде аддитивной функции показателей работы отдельных аппаратов, получено функциональное уравнение аналогичное уравнению Беллмана в теории динамического программирования дискретных процессов. На основе уравнения разработан метод проектирования, используемый в задаче определения режимных параметров технологической схемы каскада ректификационных установок.

Разработан метод проектирования ХТС по смешанным показателям, когда кроме ограничений на агрегированные показатели работы системы, накладываются ограничения на показатели работы отдельных аппаратов. Реализация метода проведена при проектировании технологического процесса разделения ШФЛУ.

При проектировании ХТС с рециклом по терминальным показателям, заданным для конечного аппарата процесса, предложен алгоритм определения области входных переменных внешнего потока и рецикла, на основе которого построена область изменения потоков сырья и рецикла действующей промышленной установки этерификации изоамиленов и пипериленов.

5. Разработанные методы и алгоритмы проектирования технологических аппаратов и систем реализованы в виде программного комплекса, основу которого составляют математические модели рассмотренных в работе процессов.

6. На основе предложенных математических моделей и алгоритмов проектирования проведена оптимизация действующей промышленной установки газофракционирования. Внедрение оптимальных значений расходов флегмы в ректификационных установках привело к сокращению расходов тепла греющего пара на 11 %, что обеспечило экономический эффект от внедрения более 11 млн. руб. в течении 6 месяцев эксплуатации.

Основные результаты диссертационной работы опубликованы в следующих работах:

1. Галеев, Э.Р. Аналитическое проектирование технологических аппаратов инвариантных к изменению параметров входных потоков / Э.Р. Галеев, В.В. Елизаров, В.И. Елизаров // Математические методы в технике и технологиях – ММТТ-18. Сб. трудов XVIII Международ. науч. конф. : в 10 т. Секция 2 ; под общ. ред. В.С. Балакирева. – Казань : Изд-во Казанского гос. технол. ун-та, 2005. – Т. 2. – С. 33-35.

2. Галеев, Э.Р. Автоматизированный расчет технологических аппаратов на примере ректификационной установки разделения хлорметил-изобутиленовой фракции / Э.Р. Галеев, В.В. Елизаров, В.И. Елизаров // Материалы VII международной конференции по интенсификации нефтехимических процессов “Нефтехимия-2005”. Нижнекамск : Издательско-полиграфический центр ОАО НКНХ, 2005. – С. 166-167.

3. Галеев, Э.Р. Математическое моделирование технологической схемы, инвариантной к изменению параметров входных потоков / Э.Р. Галеев, В.В. Елизаров, В.И. Елизаров // Математические методы в технике и технологиях – ММТТ-19. Сб. трудов XIX Международ. науч. конф. : в 10 т. Секция 3 ; под общ. ред. В.С. Балакирева. – Воронеж : Воронеж. гос. технол. акад., 2006. – Т. 3. – С. 5-7.

4. Галеев, Э.Р. Математическое моделирование технологических аппаратов инвариантных в области изменения входных параметров / Э.Р. Галеев, В.В. Елизаров, В.И. Елизаров // Изв. вузов. Химия и хим. технология. – 2006. – Т. 49. – Вып. 11. – С. 106-114.

5. Галеев, Э.Р. Структурная оптимизация газофракционирующей установки с целью уменьшения энергозатрат / Э.Р. Галеев // Материалы межвузовской научно-практической конференции студентов и аспирантов, посвященной 40-летию города Нижнекамска “Актуальные проблемы образования, науки и производства”. Казань : Инновационно-издательский дом “Бутлеровское наследие”, 2006. – С. 1-2.

6. Галеев, Э.Р. Математическое моделирование газофракционирующей установки инвариантной к изменению параметров сырья / Э.Р. Галеев, В.В. Елизаров, В.И. Елизаров // Математические методы в технике и технологиях – ММТТ-20. Сб. трудов XX Международ. науч. конф. : в 10 т. Секция 3, 4 ; под общ. ред. В.С. Балакирева. – Ярославль : Изд-во Яросл. гос. технол. ун-та, 2007. – Т. 3. – С. 66-70.

7. Галеев, Э.Р. Аналитическое проектирование технологических процессов по условиям удовлетворительного функционирования / Э.Р. Галеев, В.В. Елизаров // Вестник КГТУ им. А.Н. Туполева. – 2007. – № 3 (47). – С. 98-104.

8. Галеев, Э.Р. Математическое моделирование аппаратов технологической схемы при переменных параметрах сырья / Э.Р. Галеев, В.В. Елизаров, В.И. Елизаров // Изв. вузов. Химия и хим. технология. – 2007. – Т. 50. – Вып. 10. – С. 98-105.

9. Галеев, Э.Р. Определение границ и величины риска при проектировании технологического процесса синтеза и выделения эфиров / Э.Р. Галеев, В.В. Елизаров //

Проблемы человеческого риска. – 2007. – № 2. – С. 83-91.

10. Галеев, Э.Р. Определение допустимой области изменения параметров сырья в технологической схеме получения эфиров / Э.Р. Галеев, В.В. Елизаров, В.И. Елизаров // Математические методы в технике и технологиях – ММТТ-21. Сб. трудов XXI Международ. науч. конф. : в 10 т. Секция 3 ; под общ. ред. В.С. Балакирева. – Саратов : Изд-во Сарат. гос. технол. ун-та, 2008. – Т. 3. – С. 160-164.

Заказ 167

Тираж 80 экз.

Офсетная лаборатория Казанского государственного
технологического университета

420015, Казань, К.Маркса, 68

102