

УДК 681.516.72

СИНТЕЗ СИСТЕМЫ УПРАВЛЕНИЯ РЕКТИФИКАЦИОННЫМИ КОЛОННАМИ К-1 И К-2 В ПРОИЗВОДСТВЕ ИЗОПРЕНА

^{1,2}Кривошеев В.П., ¹Филимонцев Е.А., ¹Ефимов И.М.

¹ФГАОУ ВО «Дальневосточный федеральный университет»,
Владивосток, e-mail: Krivosheev.vp@dvfu.ru;

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

Приведено содержание этапов разработки системы оптимального управления блоком ректификационных колонн К-1 и К-2 в производстве изопрена, обеспечивающей минимизацию энергетических затрат на процесс ректификации в этих колоннах. Статическая оптимизация процесса выполнена с использованием поэтапного декомпозиционного метода. Структурный синтез системы оптимального управления выполнен на основе оптимальных статических режимов. Параметрический синтез содержит моделирование переходных функций передачи воздействий по выбранным каналам в программной среде Unisim Design, определение передаточных функций компенсаторов в комбинированных системах, выбор закона регулирования и определение значений настроечных параметров для стабилизирующих регуляторов и регуляторов соотношения расходов. В программной среде Unisim Design смоделирован переходной процесс в системе оптимального управления по каналу: расход сырья в головную колонну К-1-температура на контрольной тарелке колонны К-2 и определены значения показателей его качества. Для улучшения качества переходного процесса выполнялось имитационное моделирование при варьировании параметров передаточных функций компенсаторов и настроечных параметров для регуляторов. Достигнуто высокое качество переходного процесса. Оценкой времени на выполнение синтеза системы оптимального управления блоком ректификационных колонн К-1 и К-2 установлена целесообразность использования программного продукта Unisim Design для синтеза систем управления процессом ректификации.

Ключевые слова: система управления, изопрен, ректификация, моделирование, оптимизация

SYNTHESIS OF A RECTIFICATION COLUMN CONTROL SYSTEM K-1 AND K-2 IN THE PRODUCTION OF ISOPRENE

^{1,2}Krivosheev V.P., ¹Filimontsev E.A., ¹Efimov I.M.

¹Federal Autonomous Educational Institution of Higher Education,
Far Eastern Federal University, Vladivostok, e-mail: Krivosheev.vp@dvfu.ru;

²Federal Autonomous Educational Institution of Higher Education,
Vladivostok State University of Economics and Service, Vladivostok, e-mail: vladimir.krivosheev@vvsu.ru

The content of the stages of development of the optimal control system for the rectification column block K-1 and K-2 in the production of isoprene, which minimizes the energy costs of the rectification process in these columns, is given. Static process optimization was performed using a phased decomposition method. The structural synthesis of the optimal control system is based on optimal static modes. Parametric synthesis includes modeling the transition functions of the transmission of effects over selected channels in the Unisim Design software environment, determining the transfer functions of compensators in combined systems, choosing a control law, and determining the values of tuning parameters for stabilizing regulators and flow ratio regulators. In the Unisim Design software environment, a transient was simulated in an optimal channel control system: the feed rate to the K-1 head column on the control plate of the K-2 column and the values of its quality indicators were determined. To improve the quality of the transition process, simulation was performed with varying parameters of the transfer functions of the compensators and tuning parameters for the regulators. A high-quality transition process has been achieved. Evaluation of the time to complete the synthesis of the optimal control system for the rectification column – block K-1 and K-2 established the feasibility of using the Unisim Design software product for the synthesis of distillation process control systems.

Keywords: control system, rectification, modeling, optimization, isoprene

Ректификация является одним из самых распространённых процессов химической технологии. Энергетические затраты на процесс ректификации составляют наибольшую долю в общих энергетических затратах на процессы химической технологии.

Этим обусловлен интерес к исследованию динамики процесса ректификации с целью энергосбережения [1] и созданию систем управления этим процессом [2].

В качестве объекта управления выбран блок колонн К-1 и К-2 в производстве изопрена [3, 4]. Технологическая схема ректификационной установки приведена

на рис. 1. Питающая смесь – фракция углеводородов C_5 пиролиза (поток F) поступает в колонну К-1, в которой происходит отделение низкокипящих компонентов фракции (поток D1). Целевым потоком, содержащим изопрен, является поток кубовой жидкости (W1). После нагрева до температуры кипения поток W1 поступает в колонну К-2, где происходит отделение высококипящих компонентов (поток W2). Фракция, содержащая изопрен, отбирается в виде дистиллята (поток D2). Процесс осуществляется при технологических параметрах, приведённых для базового режима, в табл. 1.

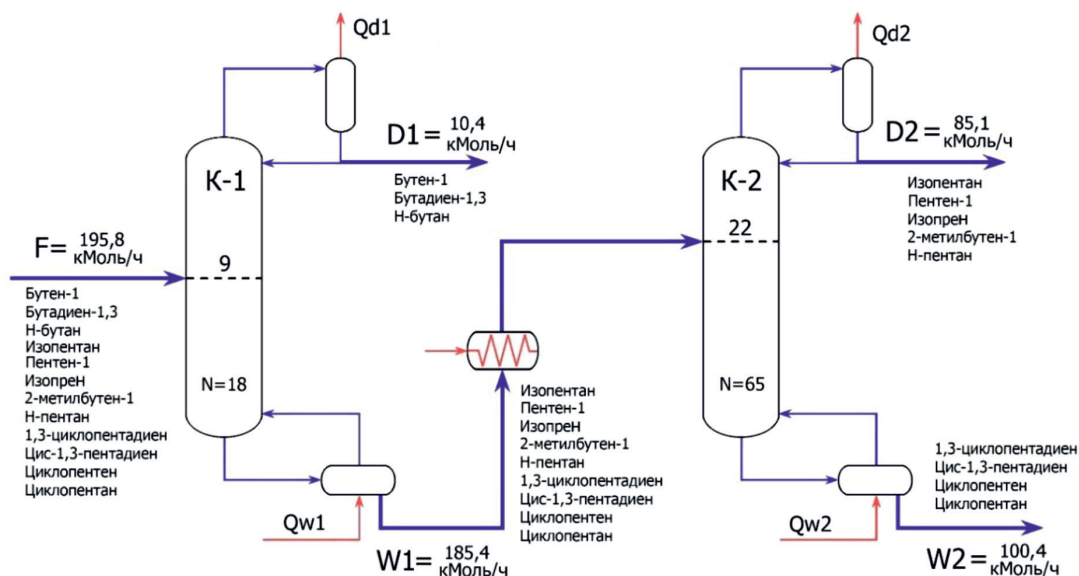


Рис. 1. Технологическая схема блока колонн ректификации K-1 и K-2 в производстве изопрена

Таблица 1

Технологические параметры для базового режима

Параметр	Значение
Расход питания, F, (кмоль/ч)	195,8
Содержание изопрена в питающей смеси F, (мол. дол.)	0,258
Расход дистиллята (K-1), D1, (кг/ч)	10,4
Расход кубовой жидкости (K-1), W1, (кг/ч)	185,4
Содержание изопрена в кубовой жидкости (W1), (мол. дол.)	0,272
Флегмовое число (K-1)	35,5
Расход дистиллята (K-2), D2, (кмоль/ч)	85,1
Расход кубовой жидкости (K-2), W2, (кмоль/ч)	100,4
Флегмовое число (K-2)	15,5

Цель работы: разработка системы оптимального управления ректификационными колоннами K-1 и K-2, обеспечивающей минимизацию энергетических затрат и качественный переходной процесс в этих колоннах при возмущении по расходу питания в головную колонну.

Для получения системы оптимального управления решаются следующие задачи:

- в программной среде Unisim Design [5] вычисляются оптимальные статические режимы блока колонн K-1 и K-2, обеспечивающие минимальные энергетические затраты на процесс выделения дистиллята колонны K-2 требуемого качества при изменении расхода питания в колонну K-1;
- определяются места контрольных тарелок колонн K-1 и K-2 в статическом режиме при базовом расходе и составе питания в колонну K-1;
- определяется структура системы управления колоннами K-1 и K-2;

– в программной среде Unisim Design для колонн K-1 и K-2 моделируются кривые разгона по каналам: расход питания – температура на контрольной тарелке, расход управляющего потока – температура на контрольной тарелке;

- определяются передаточные функции компенсаторов и регуляторов;
- строится переходной процесс в системе управления колоннами K-1 и K-2 и оценивается его качество.

Статическая оптимизация

Оптимизация статических режимов выполнялась поэтапным декомпозиционным методом [6]. В качестве критерия оптимальности выбраны энергетические затраты на технологический процесс, которые оценивались по тепловым потокам конденсаторов и ребойлеров. Результаты оптимизации показаны в табл. 2 и 3.

Таблица 2

Результаты статической оптимизации колонны К-1

Расход питания F, кг/ч	Расход дистиллята D1, кг/ч	Расход кубового продукта W1, кг/ч	Тепловой поток конденсатора Qd1, кДж/ч	Тепловой поток ребойлера Qw1, кДж/ч	Расход флегмы L1, кг/ч	Температура на контрольной тарелке, °С
11880	521,78	11358,22	7294465,45	2552098,28	17857,78	27,12
12540	556,91	11983,09	7641142,84	2635000,80	18672,94	32,28
13200	580,26	12619,74	8086620,50	2817255,06	19793,36	28,57
13860	608,62	13251,38	8516834,21	2984075,84	20851,37	26,63
14520	638,29	13881,71	8895206,12	3098981,25	21772,48	28,58

Таблица 3

Результаты статической оптимизации К-2

Расход питания в колонну К-1 F, кг/ч	Расход дистиллята D2, кг/ч	Расход кубового продукта W2, кг/ч	Тепловой поток конденсатора Qd2, кДж/ч	Тепловой поток ребойлера Qw2, кДж/ч	Расход флегмы L2, кг/ч	Температура на контрольной тарелке, °С
11880	5203,35	6154,87	31771086	31830097	79753,56	48,58
12540	5486,27	6496,82	33536161	33598050	84187,01	48,58
13200	5786,93	6832,81	35361164	35418875	88767,52	48,65
13860	6070,88	7180,50	37067108	37134152	93047,76	48,59
14520	6364,41	7517,30	38887457	38958139	97619,68	48,64

По результатам статической оптимизации установлено, что управляющие воздействия линейно зависят от расхода питания в колонну К-1 и система управления должна основываться на изменении этих воздействий пропорционально изменению подачи питания. Установлена пропорциональность расхода питания в К-2 и расхода питания в головную колонну К-1, что позволяет формировать управляющие воздействия колонны К-2 в зависимости от отбора продукта W1. Из табл. 2 и 3 следует, что температура на контрольных тарелках изменяется незначительно при изменении расхода питания в колонну К-1. В связи с этим для стабилизации качества продукта можно стабилизировать температуру на контрольных тарелках.

Определение контрольных тарелок

Практически в любой задаче управления процессом ректификации имеет место задача получения информации о составе, оцениваемом по температуре в контрольной точке объекта управления.

Выбор тарелки, на которой будет контролироваться температура (контрольная тарелка) либо другой параметр, косвенно характеризующий состав, может происходить по различным критериям [7]. В данной работе место контрольной тарелки выбиралось по максимальному отклонению температурного профиля при нанесении внешнего воздействия с разными знаками по расходу питания.

На рис. 2 представлено отклонение температуры на тарелках колонны К-1 от температурного профиля в базовом статическом режиме при изменении расхода питания на $\pm 5\%$.

Из графика следует, что можно выбрать в качестве контрольной тарелки 6 тарелку.

На рис. 3 представлено изменение температуры на тарелках К-2 при изменении расхода питания в эту колонну на $\pm 10\%$.

Из представленного графика следует, что, что в качестве контрольной можно выбрать 53 тарелку.

На основе анализа оптимальных статических режимов работы ректификационных колонн предложена система управления, представленная на рис. 3. Она содержит:

- комбинированную систему регулирования температуры на контрольной тарелке колонны К-1 изменением расхода теплового потока в зависимости от расхода питания в эту колонну;

- систему стабилизации флегмового числа колонны К-1 изменением отбора дистиллята D1;

- комбинированную систему регулирования температуры на контрольной тарелке колонны К-2 изменением расхода теплового потока в зависимости от расхода питания в эту колонну;

- систему регулирования расхода дистиллята D2 в зависимости от расхода питания в колонну К-2.

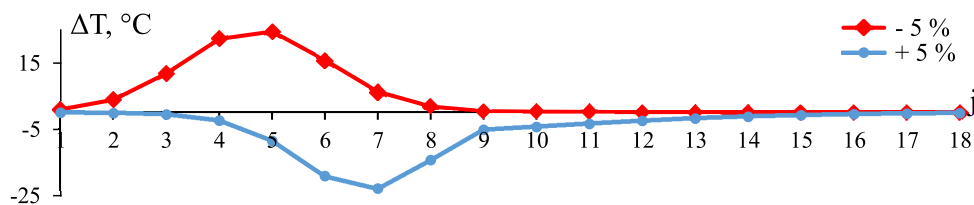


Рис. 2. Изменение температурного профиля K-1 при изменении расхода питания на $\pm 5\%$

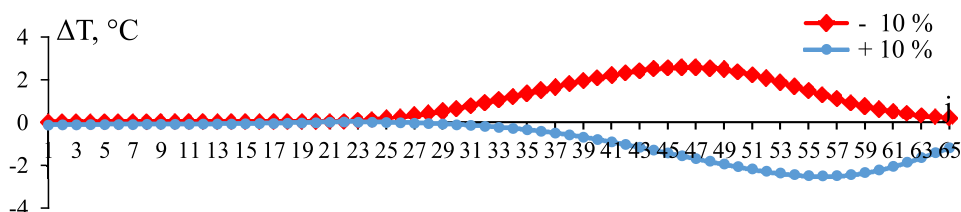


Рис. 3. Изменение температурного профиля K-2 при изменении расхода питания на $\pm 10\%$

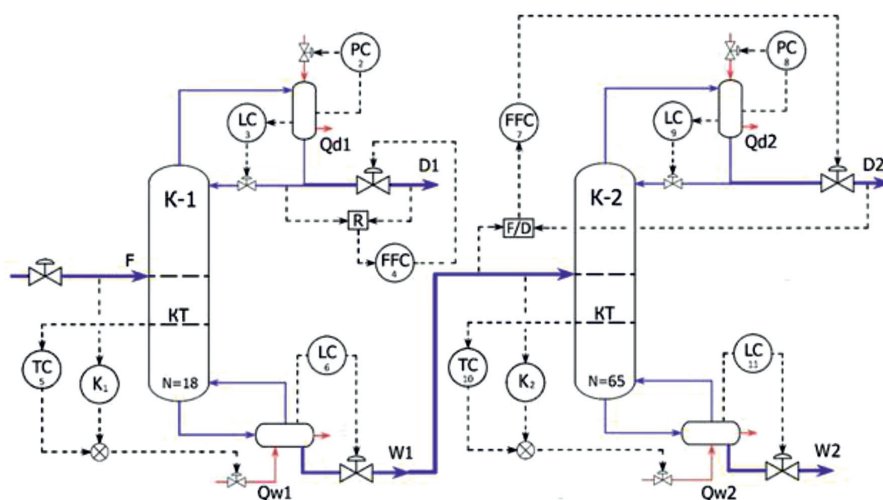


Рис. 3. Схема системы управления блоком ректификационных колонн K-1 и K-2

Одноконтурными системами регулируются:

- уровни во флегмовых ёмкостях изменением расхода флегмы;
- уровни в ребойлерах колонн изменением расхода кубового продукта;
- давление в колоннах изменением расхода охлаждающего агента в конденсаторы колонн.

Кривые разгона по каналам передачи воздействий получены моделированием в среде Unisim Design. Далее определены передаточные функции объекта и выполнены их нормировка.

Настроечные параметры ПИ-регуляторов, используемых в системах стабилизации, подбирались имитационным моделированием в среде Unisim Design.

Для синтеза регуляторов соотношения расходов смоделированы функциональные блоки R и F/D, которые рассчитывают флегмовое число и отношение питания к дистилляту соответственно. Выходной сигнал функционального блока поступает на вход классического ПИ-регулятора FFC, который регулирует соотношение расходов изменением положения клапана, установленного на линии отбора дистиллята.

В табл. 4 приведены значения настроечных параметров ПИ-регуляторов, предлагаемых в системе управления. Настроечные параметры регуляторов определены на основе анализа переходных процессов в процессе имитационного моделирования.

Таблица 4

Настроечные параметры регуляторов блока колонн К-1 и К-2

Позиция на схеме	Наименование	Коэффициент усиления K	Время изодрома T_i , мин
1	Регулятор расхода	0,1	0,2
2	Регулятор давления	2	0,2
3	Регулятор уровня	4	6
4	Регулятор соотношения расходов	0,15	0,1
5	Регулятор температуры	3,4	0,6
6	Регулятор уровня	4	6
7	Регулятор соотношения расходов	0,15	0,1
8	Регулятор давления	2	0,2
9	Регулятор уровня	4	4
10	Регулятор температуры	2,4	0,3
11	Регулятор уровня	4	4

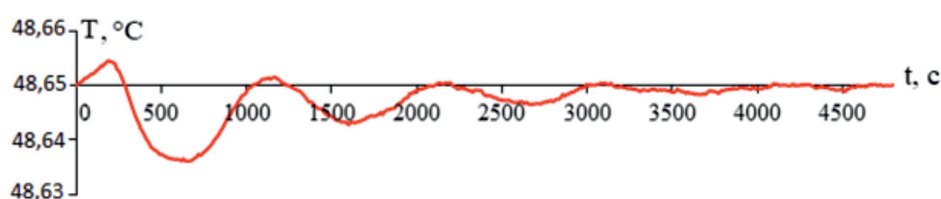


Рис. 4. Изменение температуры на контрольной тарелке в колонне К-2

В качестве компенсаторов K_1 и K_2 выбраны интегро-дифференцирующие звенья и получены их передаточные функции 1, 2:

$$W_{K_1}(S) = -\frac{W_{об1}(S)}{W_{оу1}(S)} = 0,029 \frac{2165,3S + 1}{1501,9S + 1}, \quad (1)$$

$$W_{K_2}(S) = -\frac{W_{об2}(S)}{W_{оу2}(S)} = 0,1 \frac{10620S + 1}{23005S + 1}. \quad (2)$$

На рис. 4 представлен график изменения температуры на контрольной тарелке $T_{КТ}$ колонны К-2 в системе оптимального управления блоком колонн К-1 и К-2 при ступенчатом возмущении в головную колонну по расходу питания на 10% от базового значения. Амплитуда колебаний не превышает 0,015 °C, а время переходного процесса блока колонн составляет менее 1 ч, что свидетельствует о высоком качестве переходного процесса.

Выводы

Выполнен структурный и параметрический синтез системы оптимального управления колоннами К-1 и К-2 в производстве изопрена. Получен переходной процесс высокого качества с максимальным отклонением температуры на контрольной тарелке, не превышающем погрешности измерительных средств, используемых в производственных условиях.

Выполнение структурного и параметрического синтеза с использованием среды Unisim Design на примере блока колонн К-1 и К-2 в производстве изопрена показало высокую эффективность как по статической оптимизации процесса, так и по имитационному моделированию при коррекции значений настроечных параметров регулирующих устройств.

Список литературы

1. Гималаев М.К. Анализ особенностей динамического поведения ректификационных колонн с целью разработки энергосберегающих систем управления // Вестник Казанского технологического университета. 2012. Т. 16. № 15. С. 251–253.
2. Елизаров В.И., Мерзляков С.А., Шавалеев Р.Р. К построению систем управления процессом ректификации // Вестник Казанского технологического университета. 2015. Т. 18. № 11. С. 177–180.
3. Процесс комплексной переработки С5-фракции с выделением изопрена и циклопентадиена. ОАО НИИ «Ярсинтез» [Электронный ресурс]. URL: yarsintez.ru/media/nl_7prosess3.pdf. (дата обращения: 01.12.2019).
4. Кривошеев В.П., Ануфриев А.В., Реутов В.А., Филimonцев Е.А., Пугачева Н.В. Моделирование и оптимизация системы выделения изопрена из фракции углеводородов С5 пиролиза // Фундаментальные исследования. 2018. № 12–1. С. 25–30.
5. UniSim Design Suite Free Trial of Simulation Software Now Available [Electronic resource]. URL: https://www.honeywell-process.com/en-US/explore/products/advanced-applications/unisim/Pages/unisim-design-suite.aspx (date of access: 01.11.2019).
6. Кривошеев В.П. Декомпозиционный метод статической оптимизации химико-технологических систем // Теоретические основы химической технологии. 1984. Т. XVIII. № 3. С. 354–361.
7. Luyben W.L. Evaluation of criteria for selecting temperature control trays in distillation columns. Journal of Process Control. 2005. Vol. 16 P. 115–134.