

Введение Проектирование новых и реконструкция существующих химико-технологических систем (ХТС) проводится в условиях частичной неполноты и неточности исходной информации. Необходимость учета такой неопределенности приводит к решению задач реконструкции ХТС в постановке двухэтапных задач оптимизации [1], [2]. В зависимости от проектных требований в задаче могут присутствовать как жесткие [2], так и мягкие [3] ограничения. Требование гибкости или работоспособности к проектируемой ХТС приводит к учету ограничений на функцию гибкости [4], вычисление значения которой приводит к решению задачи недифференцируемой многоэкстремальной оптимизации [5]. Тогда задачу проектирование оптимальной гибкой ХТС можно представить в постановке двухэтапной задачи оптимизации [2]. Учет неопределенности в критерии задачи приводит к появлению операций многомерного интегрирования, требующих больших вычислительных затрат. Нами предложен подход, позволяющий решать двухэтапную задачу оптимизации с учетом требования гибкости проектируемой ХТС [2], [6]. Для исключения операций многомерного интегрирования нами предложены различные подходы [7]. Предложенный метод решения задач проектирования оптимальных ХТС на основе двухэтапной задачи оптимизации с учетом требования гибкости в виде ограничения на значение функции гибкости [2] в данной работе будет применен к решению задачи реконструкции существующей подсистемы узла захлаживания пирогаза процесса выделения этан-этиленовой фракции. Описание проектируемой системы Технологический процесс выделения этан-этиленовой фракции из пирогаза может быть условно разделен на 2 стадии: - предварительное охлаждение и деметанизация пирогаза; - выделение этановой, этиленовой, пропиленовой фракций. Объектом исследования была выбрана первая стадия: предварительное охлаждение и деметанизация пирогаза. Очищенный и осушенный пирогаз после блока осушки (К-204 А,Б,В) под давлением 36 кгс/см² и температурой 18-20С последовательно проходит несколько холодильников, охлаждаясь до температуры -130С. В холодильниках происходит прямоточная конденсация пирогаза с разделением паровой и жидкой фаз в сепараторах. Углеводородный конденсат через регулирующие клапаны, поддерживающие уровень в сепараторах, из сепараторов поступает на питающие тарелки метановой колонны на разделение. Для оптимального проектирования была выбрана часть подсистемы узла захлаживания пирогаза, состоящая из двух последовательно соединённых теплообменников (Т-303 и Т-302) и сепаратора (Е-314) (см. рис. 1). Охлаждение пирогаза в холодильнике Т-302 происходит пропиленовым и этиленовым хладагентами с изотермой испарения -37С. Уровень хладагента в межтрубных пространствах холодильников регулируется регуляторами уровня, регулирующие клапаны которых установлены на линиях подачи хладагентов в холодильники. Охлаждение в холодильнике Т-303 происходит за счет испарения

в межтрубном пространстве при давлении 7 кгс/см кубового продукта (этана-рецикла) этиленовой колонны К-303, который после рекуперации холода в холодильнике Т-301 направляется на печи пиролиза цеха 58-68 в качестве сырья. Рис. 1 - Технологическая схема подсистемы Потоки хладагентов имеют температуры , °С. Компонентами потока являются , , с массовыми долями 0.000282; 0.994631 ; 0.004794; 0.000293 соответственно. Компонентами потока являются , , с массовыми долями 0,000099; 0.98999; 0.009909 соответственно. Основные технические характеристики теплообменного оборудования рассматриваемой системы составляют для теплообменника Т-303 (сталь 10Г2): высота 7850 мм, диаметры: кожуха 1200 мм, трубок 16 мм; толщина стенки трубки 1,6 мм; для теплообменника Т-302 (сталь 12Х18Н10Т): высота 6300 мм, диаметры: кожуха 2200/1400 мм, трубок 12.8 мм; толщина стенки трубки 1,6 мм. Вычисленные площади поверхностей теплообмена составили . Анализ данных о поступающем на узел захлаживания пирогаза позволил выявить несколько типовых составов пирогаза (см. табл. 4.3), а также диапазоны изменения температуры ,С, колебания общего расхода пирогаза , кг ч: ; . Анализ теплообменного оборудования показывает, что в процессе эксплуатации его теплообменные характеристики изменяются, отсюда был сделан вывод, что коэффициент теплопередачи теплообменников Т-303 и Т-302 может изменяться. Диапазоны изменения коэффициентов теплопередачи , , Дж·мКс, теплообменного оборудования Т-303 и Т-302: ; . Составы пирогаза, приведенные в таблице 1 и диапазоны изменения расхода и температуры потока пирогаза, а также коэффициентов теплопередачи теплообменников Т-303 и Т-302 составили существующую область неопределенности . ОАО «Оргсинтез» рассматривает возможность увеличения производительности данной производственной линии завода Этилен-200, при этом ожидается увеличение расхода сырья (пирогаза) на 57%, кроме того, возможно изменение диапазона входных температур пирогаза: ; . Новые диапазоны изменения параметров пирогаза, возможные составы пирогаза, диапазоны изменения коэффициентов теплопередачи теплообменного оборудования формируют ожидаемую область неопределенности исходной информации . Как мы видим, ожидается расширение диапазонов изменения параметров потока пирогаза.. Вследствие этого необходимо проверить существующую установку на способность выполнять предъявляемые к ней требования, т.е. оставаться работоспособной. Для этого нужно: - построить математическую модель рассматриваемой подсистемы, - проанализировать адекватность математической модели путем проверки работоспособности подсистемы на существующей области неопределенности; - проанализировать работоспособность рассматриваемой подсистемы на ожидаемой области неопределенности; - спроектировать оптимальную гибкую подсистему узла захлаживания пирогаза

Таблица 1 - Возможные составы пирогаза,

Компо-нент	Номер состава	1	2	3	4	5
------------	---------------	---	---	---	---	---

Массовая доля 0,0455 0,0428 0,0428 0,0467 0,0446 0,0005 0,0005 0,0005 0,0005
 0,0005 0,0581 0,0511 0,0517 0,0592 0,0567 0,0043 0,0038 0,0033 0,0045 0,0041
 0,3382 0,3665 0,3781 0,3305 0,3471 0,5214 0,5044 0,4940 0,5278 0,5171 0,0125
 0,0119 0,0124 0,0124 0,0120 0,0015 0,0015 0,0015 0,0013 0,0013 0,0136 0,0129
 0,0111 0,0131 0,0123 0,0020 0,0023 0,0023 0,0020 0,0020 0,0016 0,0019 0,0019
 0,0016 0,0019 0,0008 0,0004 0,0004 0,0004 0,0004 Математическая модель
 подсистемы узла захолаживания пирогаза Математическая модель включает
 математические модели теплообменников Т-302 и Т-303, а также сепаратора Е-
 314, в котором происходит разделение охлажденного пирогаза на газовую и
 жидкую фазы. В холодильнике Т-303 охлаждение проводится за счёт испарения
 хладагента в межтрубном пространстве, тогда математическая модель
 теплообменного оборудования должна учитывать возможность моделирования
 процесса испарения. Для компьютерного моделирования подсистемы
 использовалась универсальная моделирующая программа Chemcad. В качестве
 математической модели теплообменников была взята модель HXTR Chemcad,
 для расчёта сепаратора - модель однократного испарения FLASH Chemcad.
 Расчёт констант фазового равновесия проводился по модели Соаве-Редлиха-
 Квонга (SRK). Расчёт энтальпии проводился также по методике SRK.
 Транспортные свойства смесей рассчитывались по моделям, предложенным
 разработчиками Chemcad - моделям Library [8]. Математическая модель
 теплообменника. Рассматривалась математическая модель теплообменника для
 определения параметров потоков, выходящих из теплообменника (температуры
 либо энтальпии), при заданных значениях параметров входных потоков,
 значении поверхности теплообмена аппарата, значении коэффициента
 теплопередачи. Для аппаратов с изменением агрегатного состояния обоих
 потоков балансовое уравнение по энтальпии имеет вид: (1) где - тепловая
 производительность аппарата, Вт; - расходы теплоносителей, изменяющих свое
 агрегатное состояние, кг/с; - энтальпия греющего и нагретого потоков, Дж/кг; -
 энтальпия охлаждённого потока, Дж/кг; - энтальпия нагреваемого потока на
 входе в теплообменник, Дж/кг; - коэффициент учёта потерь тепла в
 окружающую среду, обычно 0.96 [9]. В том случае, если какой-либо из потоков не
 претерпевает изменения агрегатного состояния, соответствующий ему
 компонент балансового уравнения будет записан в виде , где - расход такого
 потока, м, - наибольшая и наименьшая температуры потока, соответственно, , -
 удельная теплоёмкость смеси потока. В случае, если не изменяется агрегатное
 состояние горячего потока, балансовое уравнение примет вид (2) где -
 температура охлаждённого потока на входе в теплообменник и выходе из него,
 соответственно, С, - удельная теплоемкость горячего потока, Дж/(кг К).
 Значение тепловой производительности аппарата при известной поверхности
 теплообмена , м, вычисляется как (3) где - коэффициент теплопередачи в
 теплообменнике, Вт/(м К); - средняя разность температур между

теплоносителями, C , определяется как $\frac{1}{C} = \frac{1}{C_1} + \frac{1}{C_2}$, где C_1 - большая разность температур теплоносителей на концах аппарата, C_2 - меньшая. При изменении агрегатного состояния теплоносителя его температура постоянна вдоль всей поверхности теплопередачи и равна температуре кипения (или конденсации), зависящей от давления и состава теплоносителя. Таким образом, получаем систему из двух уравнений (1), (3) с двумя неизвестными T_1 , T_2 , на основе которых будут вычислены энтальпии потоков, претерпевающих изменение агрегатного состояния. Для случая, когда один из потоков не изменяет агрегатного состояния, имеем систему из двух уравнений (2), (3) с двумя неизвестными T_1 , T_2 . Величина энтальпии рассчитывается как зависящая от энтропии, свободной энергии Гельмгольца и коэффициента сжимаемости [10] (4) где здесь α - параметры взаимодействия, β - фактор ацентричности, изменение свободной энергии Гельмгольца рассчитывается как H^E . Энтропия вычисляется по формулам Коэффициент теплопередачи в большинстве случаев по поверхности теплообмена изменяется незначительно, и его можно принять постоянным, если коэффициенты теплоотдачи отнесены к средним температурам теплоносителей. Для расчёта аппаратов с цилиндрическими трубами, толщина стенки которых не больше 2.5 мм, можно пользоваться формулой для плоской стенки. Коэффициент теплопередачи, Вт/(мК), для плоской загрязненной стенки определяется по формуле (5) где α_1 - коэффициенты теплоотдачи для горячего и холодного потоков, Вт/(мК); λ - коэффициент теплопроводности материала трубы, Вт/(мК), толщина стенки трубы, м, соответственно; R_{f1} - термическое сопротивление загрязнений с обеих сторон стенки, (мК)/Вт. Значение коэффициента теплоотдачи в прямых трубах при вычисляется из уравнения [10] (6) где индекс «ст» означает, что значения физико-химических свойств жидкости нужно брать при температуре стенки; L - длина трубки, м; λ - коэффициент теплопроводности, Вт/(м К); α_{cor} - поправочный коэффициент, берётся из [11]; u - скорость, м/с; μ - кинематический коэффициент вязкости, м/с; c_p - удельная теплоёмкость, Дж/(кг К); ρ - значение плотности, кг/м. Среднее значение коэффициента теплоотдачи при конденсации пара на наружной поверхности горизонтальных труб диаметром d , м, [10], вычисляется по формуле (7) где λ - коэффициенты теплопроводности, Вт/(м К), плотности, кг/м, динамической вязкости пленки конденсата, Па с, соответственно, g - ускорение свободного падения, м/с, h_{fg} - теплота фазового превращения при T_s , T_s - температура конденсации и стенки, соответственно, T_f . Как следует из приведённых формул для расчёта значения коэффициента теплопередачи, источниками неопределённости являются изменение состава пирогаза и термического сопротивления загрязнения. Плотность, кгмоль/м, рассчитывается как [8] где α - коэффициенты библиотеки ChemCad, T - температура, К. Вязкость, сп, рассчитывается по библиотечному методу ChemCad [8] здесь T_c - критические температура и давление смеси, M - молекулярный вес, ϕ - правило смешивания для фактора ацентричности: $\phi = \sum y_i \phi_i$. Критические температура и давление

смеси определяются через критические температуру и давление чистых веществ по формулам SRK [10]. Математическая модель сепаратора. Модель сепарации предназначена для расчёта количества и составов паровой и жидкой фаз на основе определения доли отгона и константы фазового равновесия. Для вычисления доли отгона используется уравнение [12] (8) где i - номер компонента в смеси, y_i - мольная доля i -го компонента во входном потоке, y_i^v - молярная доля пара (доля отгона), K_i - константа фазового равновесия i -го компонента. Доля i -го компонента в жидкой фазе вычисляется на основе соотношения $x_i = y_i / K_i$ (9) Доля i -го компонента в газовой фазе вычисляется на основе соотношения (10) Для расчёта констант фазового равновесия была выбрана модель SRK. Согласно этой модели расчёт константы производится по формуле (11) где ϕ_i^v - коэффициент фугитивности паровой фазы i -го компонента, P - давление, ϕ_i^l - коэффициент активности i -го компонента, f_i^l - фугитивность чистой жидкости компонента. Коэффициент активности находим из соотношения [15] (12) где G_i - энергия Гиббса i -го компонента, G_i^l - вычисляется по модели SRK [14] (13) здесь T - температура, V_i - объём, R - универсальная газовая постоянная, P_c - критическое давление, T_c - критическая температура i -го компонента. Объём пара находим из уравнения состояния SRK (14) где здесь a - параметры взаимодействия, b - фактор ацентричности. Вычисление значения коэффициента фугитивности. Значение коэффициента фугитивности находим из зависимости SRK [14] (15), в первом приближении, Значение фугитивности находим из соотношения фугитивность / давление [8] (16) где значение коэффициента сжимаемости находится согласно модели SRK (17) изменение свободной энергии Гельмгольца рассчитывается как (18) Формулы (11)-(14) задают алгоритм вычисления коэффициента, расчёт которого проводится итерационно с вычислением доли отгона, уравнения (8)-(10). Модель сепаратора рассчитывается итерационно в соответствии со следующим алгоритмом: 1. Расчёт коэффициента фазового равновесия по формулам: (13)-(18). 2. Вычисление доли отгона из уравнения (8). 3. Вычисление мольных долей веществ в газовой фазе по уравнению (9) и в жидкой фазе по уравнению (10). Анализ работоспособности подсистемы узла захолаживания пирогаза Анализ работоспособности на существующей области неопределенности. Для анализа работоспособности подсистемы необходимо вычислить значение функции гибкости [4] подсистемы на заданной области неопределенности. Для вычисления значения функции гибкости были сформулированы требования к установке в виде ограничений на качество разделения по этилену и метану: (19) (20) где $Q_{C_2H_4}$ - расходы этилена в потоке пирогаза на входе в подсистему и в жидкой фракции на выходе из сепаратора, кг/ч, соответственно, $Q_{C_2H_6}$ - расходы метана в потоке пирогаза на входе в подсистему и в жидкой фракции на выходе из сепаратора, кг/ч, соответственно. Учёт дискретного неопределённого параметра - возможного состава пирогаза - производится путём введения в задачу

дополнительного блока ограничений вида (19)-(20) на каждый вариант состава пирогаза. В качестве управляющих поисковых переменных были выбраны расходы хладагентов в теплообменники Т-303, Т-302. Анализ работы установок, с которых на рассматриваемую подсистему поступают хладагенты, выявил возможность изменения общего расхода хладагентов, кг/ч: в Т-303 (21) в Т-302 (22) В качестве конструктивных параметров были выбраны поверхности теплообмена теплообменников. В качестве неопределённых параметров выбраны: - составы пирогаза, кг/ч; - расход, кг/ч, и температура пирогаза, С, на входе в подсистему; - коэффициенты теплопередачи теплообменников и, Вт/(м К). В качестве области неопределённости используется область, заданная в интервальном и дискретном виде. Тогда задачу анализа гибкости подсистемы узла захлаживания пирогаза можно сформулировать следующим образом: вычислить значение функции гибкости (23) При вычислении функции (23) необходимо учитывать, что для любых можно использовать только такое, при котором существует решение системы уравнений, представляющих математическую модель системы. (24) Для решения задачи (23) с учетом требования (24) использован разработанный алгоритм, описанный в [2]. Значение функции гибкости для подсистемы узла захлаживания пирогаза с учётом частичной неопределённости исходной информации при : . Следовательно, для любых значений неопределённых параметров из заданной области неопределённости найдутся такие значения управляющих переменных, при которых существующая конструкция будет выполнять предъявляемые к ней требования. Таким образом, существующая подсистема является гибкой на существующей области неопределённости. Полученное решение подтверждает адекватность математической модели узла захлаживания. Анализ работоспособности на ожидаемой области неопределённости. Вычислим значение функции гибкости подсистемы на ожидаемой области неопределённости. В качестве ограничений по-прежнему используем (19)-(20). Учёт дискретного неопределённого параметра проводится как в предыдущей задаче. Управляющие и конструктивные переменные те же, что и в предыдущей задаче. Набор неопределённых параметров не изменился. В качестве области неопределённости используется область, заданная в интервальном и дискретном виде. Тогда задачу анализа гибкости подсистемы узла захлаживания пирогаза можно сформулировать следующим образом: вычислить значение функции гибкости. (25) Так же, как и в случае расчета будем учитывать требование (24). Для решения задачи (23) использован разработанный алгоритм, описанный в [2]. Значение функции гибкости для подсистемы узла захлаживания пирогаза с учётом частичной неопределённости исходной информации при : . Следовательно, найдутся такие значения неопределённых параметров из заданной области неопределённости, для которых невозможно подобрать значения управляющих переменных, при

которых существующая конструкция будет выполнять предъявляемые к ней требования. Таким образом, существующая подсистема не является гибкой на ожидаемой области неопределённости. Исходя из полученного значения функции гибкости на ожидаемой области неопределённости, было решено спроектировать новую эффективную работоспособную подсистему узла захлаживания пирогаза. Проектирование оптимальной подсистемы узла захлаживания пирогаза на ожидаемой области неопределённости. Для решения задачи оптимального проектирования необходимо сформулировать критерий оптимальности. В качестве критерия оптимальности будем использовать критерий приведённых затрат, предложенный Дытнерским Ю.И. в [15]: (26) где - нормативный коэффициент эффективности капиталовложений, - амортизационные отчисления, - расходы на текущий ремонт и содержание оборудования, - стоимость теплообменников, - затраты на монтаж теплообменников (для -го теплообменника), - стоимость единицы установочной мощности нагнетателей (поскольку существующие нагнетатели обладают достаточным запасом мощности, и их замена не планируется, то), - мощности нагнетателей для потоков хладагентов, - стоимость единицы потребляемой энергии для нагнетателей, - число часов работы оборудования в году с учетом возможного ремонта. Таким образом, формула (26) принимает вид: (27) Выразим стоимость теплообменника через площадь его поверхности. Будем полагать, что стоимость теплообменника состоит из стоимости стали (σ), из которой он был произведен, и труда рабочих, который составляет от итоговой стоимости теплообменника. Предположим, что масса труб составляет от итоговой массы теплообменника. Формула для расчета стоимости теплообменника примет вид: (28) где поверхность теплообмена, (29) где - длина, - толщина стенки, - диаметр трубы, - удельная плотность материала стенок (Т-302 - 7920, Т-303 - 7790, кг/м³). Получаем следующий вид критерия для задачи оптимального проектирования гибкой подсистемы узла захлаживания пирогаза: (30) В качестве ограничений задачи проектирования оптимальной подсистемы будут использоваться ограничения (4.1)-(4.2). Поисковыми переменными задачи проектирования будут: - управляющие переменные - расходы хладагентов в теплообменники, диапазоны изменения которых приведены в (21)-(22). - конструктивные переменные - поверхности теплообмена теплообменников, . В качестве неопределенных параметров выбраны те же параметры, что и в анализе гибкости. В качестве области неопределённости используется существующая область, заданная в интервальном и дискретном виде. Задача проектирования оптимальной подсистемы формулируется следующим образом: найти такие значения конструктивных переменных и управлений, при которых значение критерия (30) будет минимальным, и будут выполняться ограничения (19)-(20) на всей области неопределённости. Последнее требование может обеспечивать включение ограничения, где функция гибкости задается в виде (25) с учетом

(24). Тогда двухэтапная задача оптимизации для проектирования оптимальной гибкой ХТС на области неопределенности примет вид (31) Для решения задачи (31) использован подход, описанный в [2]. Результаты

Результат решения задачи проектирования оптимальной гибкой подсистемы узла захлаживания пирогаза приведён в таблице 2, для сравнения приведено значение критерия, вычисленного для работающей системы. В таблице С - существующая система, П - предлагаемая, .

Таблица 2 - Решение задачи оптимального проектирования подсистемы узла захлаживания пирогаза

Сис-тема	м	м	руб/год	Экономия
С	332	766	7898752	---
П	400	600	7768142	130610
				1.68%

Заметим, что в оптимальном решении значение площади поверхности теплообменника Т-302 уменьшилось в сравнении с исходным, но следует учитывать, что этот теплообменник является конструктивно более сложным (следовательно, более дорогим в производстве) изделием. Подобные результаты (уменьшение значения одной из поисковых величин от номинального в результате решения задачи оптимизации) были получены при проектировании сети теплообменников Ciric и Floudas [16], Yee и Grossmann [17], а также Yan, Yang и Huang [18].