

ПАРАМЕТРИЧЕСКИЙ АНАЛИЗ МАССОГАБАРИТНЫХ ХАРАКТЕРИСТИК ВОЗДУХОРАЗДЕЛИТЕЛЬНОЙ УСТАНОВКИ МАЛОЙ ПРОИЗВОДИТЕЛЬНОСТИ

М.И. Слюсарев¹, А.В. Козлов¹, А.В. Ряжский², Д.А. Коновалов²

¹Военный учебно-научный центр ВВС «Военно-воздушная академия», г. Воронеж, Российская Федерация

²Воронежский государственный технический университет, г. Воронеж, Российская Федерация

Проведено исследование по уменьшению массогабаритных характеристик воздуходелительной установки малой производительности. На основании структурного анализа установок криогенного разделения воздуха выявлены элементы, критически влияющие на массу и габариты газодобывающей станции. На основании динамической модели процесса ректификации с использованием вычислительной среды MatLab/Simulink методом релаксации определены статические характеристики колонны в режиме получения азота. Вычислительным экспериментом установлены условия гидродинамически стабильной работы ректификационных тарелок. Параметрическим анализом статических характеристик выявлена возможность уменьшения высоты ректификационного аппарата. Показано, что на основе разработанного инструментария возможна структурная рационализация исследуемого технического объекта без изменения структуры математические модели.

Ключевые слова: математическое моделирование; динамическая модель; параметрический анализ; ректификация воздуха; колонна получения азота.

Введение

Задачи оптимизации и рационализации параметров воздуходелительных установок (ВРУ) связаны, в основном, с вопросами их управления при рассмотрении этих объектов как отдельной единицы более сложных интегрированных систем [1], как самостоятельной структуры [2] или отдельного блока, входящего в установку на более низком иерархическом уровне [3]. Решение такого рода проблем осуществляют методами математического моделирования с использованием формализованного описания, как правило, высокой размерности. В некоторых случаях для получения количественных результатов и повышения оперативности управления необходимо понижать размерность задачи без потери информации об объекте принятием физически обоснованных упрощающих допущений, использованием уравнений с сосредоточенными параметрами и специальных методик [4].

В литературе исследования по оптимизации массогабаритных характеристик ВРУ малой производительности отсутствуют. Анализ структуры воздуходелительной установки показывает, что ее масса зависит от производительности компрессорного агрегата, а вертикальный габарит определяется высотой блока разделения воздуха. Исходя из принципа минимальной модификации выпускаемой в настоящее время номенклатуры газодобывающих станций, в качестве прототипа для проведения исследования выбрана ВРУ ТКДС-100В. Снижение ее производительности осуществим применением одного из двух имеющихся компрессоров, а для уменьшения

вертикального габарита ректификационной установки решим задачу нахождения минимального числа тарелок, обеспечивающих выпуск продукции заданного качества в условиях сниженного расхода перерабатываемого сжатого воздуха в режиме получения жидкого азота.

Основные геометрические размеры ректификационной колонны и ее рабочие режимы обычно находят с помощью статических моделей процесса криогенного разделения воздуха [5, 6], основу которых составляют балансы потоков для массы и энергии в виде алгебраических выражений. Статические характеристики ректификационных установок можно получить методом релаксации, применяя динамические модели ректификации [2, 6, 9], содержащие уравнения сохранения массы и энергии в дифференциальной форме.

1. Динамическая модель колонны высокого давления

При формализованном описании процесса ректификации принята следующая система упрощающих допущений [7, 8]: паровая фаза – идеальный газ; задержка по пару существенна только в зоне смешения; рассматривается адиабатная колонна; теплоемкостью материала колонны пренебрегаем; жидкая фаза несжимаема и идеально перемешана; унос и проваливание жидкости отсутствуют; конденсатор колонны – полный, испаритель – парциальный; динамикой конденсатора и испарителя пренебрегаем; флегма является насыщенной жидкостью; пар и жидкость находятся в состоянии термического равновесия; воздух рассматривается как бинарная смесь азота и кислорода.

Выделим в ректификационной колонне следующие структурные элементы – испаритель, подтарелочное пространство, произвольную тарелку, конденсатор, – и запишем для них математическую модель процесса разделения воздуха, отличающуюся учетом изменения массы и температуры пара в подтарелочном пространстве, в виде комплекса сопряженных уравнений общего и покомпонентного материального и теплового балансов [8, 9]:

– куб колонны:

$$\frac{dM_w^L}{dt} = F_{dr}^L + L_1 - G_w - W, \quad (1)$$

$$\frac{dx_w}{dt} = \frac{1}{M_w^L} \{ F_{dr}^L (x_{dr} - x_w) + L_1 (x_1 - x_w) - G_w [y_w^*(x_w) - x_w] \}, \quad (2)$$

$$\frac{dT_w}{dt} = \frac{1}{c_p M_w^L} [F_{dr}^L (h_{dr}^L - h_w^L) + L_1 (h_1^L - h_w^L) - G_w (h_w^G - h_w^L) + Q_{isp}], \quad (3)$$

$$Q_{isp} = F(1 - z) [h_v^{nach}(P_v, T_{nach}) - h_v^k(P_v, T_k)], \quad (4)$$

$$\Delta G_w = \frac{M_w^L [h_w^L(P_0, T_w) - h_w^L(P_0, T_{nas})]}{r_{isp}(P_0, x_w)}, \quad (5)$$

$$M_w^L(0) = M_{w0}^L, \quad x_w(0) = x_{w0}, \quad T_w(0) = T_{w0}, \quad (6)$$

где M_w^L – удерживающая способность куба по жидкости, кмоль; L_1 – расход жидкости, стекающей с первой тарелки в испаритель, кмоль/с; W, G_w – отбор и расход испарившейся кубовой жидкости соответственно, кмоль/с; $F_{dr}^L = F(1 - z)(1 - q)$ –

расход жидкости в потоке питания после дросселя, кмоль/с; F – расход воздуха высокого давления, кмоль/с; z – доля воздуха, поступающего на детандер; q – доля пара в парожидкостной смеси после дросселя; $x_w, x_{dr}, x_1, h_w^L, h_{dr}^L, h_1^L$ – концентрация и энтальпия жидкости куба, после дросселя и на первой тарелке соответственно, мол. доля и кДж/кмоль; $y_w^*(x_w), h_w^G$ – концентрация и энтальпия пара, равновесного кубовой жидкости соответственно, мол. доля и кДж/кмоль; c_p – средняя в интервале изменения температур кубовой жидкости T_w теплоемкость смеси, кДж/(кмоль К); Q_{isp} – тепловая нагрузка змеевика испарителя, кВт; P_v – давление сжатого воздуха, МПа; $h_v^{nach}(P_v, T_{nach}), h_v^k(P_v, T_k), T_{nach}, T_k$ – энтальпии и температуры воздуха высокого давления на входе и выходе из змеевика испарителя куба ректификационной колонны соответственно, кДж/кмоль и К, причем $T_k = T_w + \Delta T_w$, где ΔT_w – принятая разность температур между воздухом высокого давления и кубовой жидкостью; $r_{isp}(P_0, x_w), T_{nas}(P_0, x_w)$ – удельная теплота испарения и температура насыщения кубовой жидкости соответственно, кДж/кмоль и К, при давлении в паровом пространстве куба P_0 , МПа; ΔG_w – дополнительный поток пара на первую тарелку, кмоль/с; M_{w0}^L, x_{w0}, T_{w0} – количество, концентрация и температура кубовой жидкости в начальный момент времени соответственно, кмоль, мол. доля и К.

– подтарелочное пространство (зона смешения) куба колонны:

$$\frac{dM_0^G}{dt} = F_{dr}^G + F_{det}^G + G_w + \Delta G_w - G_0, \quad (7)$$

$$\frac{dy_0}{dt} = \frac{\{F_{dr}^G [y_{dr}^*(x_{dr}) - y_0] + F_{det}^G (y_v - y_0) + (G_w + \Delta G_w) [y_w^*(x_w) - y_0]\}}{M_0^G}, \quad (8)$$

$$\frac{dP_0}{dt} = \frac{R}{V_k(1-H)} \left[M_0^G \frac{dT_w}{dt} + T_{nas} \frac{dM_0^G}{dt} \right], \quad (9)$$

$$M_0^G(0) = M_{00}^G, y_0(0) = y_{00}, P_0(0) = P_{00}, \quad (10)$$

где M_0^G – количество пара в зоне смешения, кмоль; $F_{det}^G = F \cdot z$ – поток пара после детандера, кмоль/с; G_0, y_0 – расход и средняя концентрация пара на первую тарелку соответственно, кмоль/с и мол. доля; $y_{dr}^*(x_{dr})$ – концентрация азота в паровой фазе дроссельного потока, равновесная с его жидкой фазой, мол. доля; y_v – концентрация азота в исходном воздухе, мол. доля; R – универсальная газовая постоянная, кДж/(кмоль·К); H – доля куба, занятая жидкостью; V_k – объем куба колонны, м³; M_{00}^G, y_{00}, P_{00} – количество, концентрация и давление пара в зоне смешения в начальный момент времени соответственно, кмоль, мол. доля и МПа.

Уравнение теплового баланса для зоны смешения отсутствует, так как принято, что температура пара T_0 равна температуре насыщения кубовой жидкости, а $dT_0/dt \approx dT_w/dt$.

– произвольная i -ая тарелка:

$$\frac{dM_i^L}{dt} = L_{i+1} - L_i + G_{i-1} - G_i, \quad (11)$$

$$\frac{dx_i}{dt} = \frac{1}{M_i^L} [L_{i+1}(x_{i+1} - x_i) + G_{i-1}(y_{i-1} - x_i) - G_i(y_i - x_i)], \quad (12)$$

$$\frac{d(M_i^L h_i^L)}{dt} = L_{i+1} h_{i+1}^L - L_i h_i^L + G_{i-1} h_{i-1}^G - G_i h_i^G, \quad (13)$$

$$M_i^L(0) = M_{i0}^L, x_i(0) = x_{i0}, \quad (14)$$

где M_i^L – удерживающая способность тарелки по жидкой фазе, кмоль; L_i, G_i – расходы жидкой и паровой фазы для тарелок с соответствующим номером, кмоль/с; x, y, h_i^L, h_i^G – концентрации и энтальпии жидкости и пара на тарелке с номером i соответственно, мол. доля и кДж/кмоль; M_{i0}^L, x_{i0} – масса и концентрация жидкости на i -ой тарелке в начальный момент времени.

В уравнении (13) полагали [7], что $dh_i^L/dt \approx 0$.

– конденсатор:

$$G_n = L_{n+1} + D, \quad (15)$$

$$y_n = x_{n+1} = x_D, \quad (16)$$

$$G_n h_n^G = L_{n+1} h_{n+1}^L + D h_D^L + Q_k, \quad (17)$$

где G_n, h_n^G – расход и энтальпия пара с верхней тарелки соответственно, кмоль/с и кДж/кмоль; L_{n+1}, h_{n+1}^L – расход и энтальпия флегмы, поступающей из конденсатора соответственно, кмоль/с и кДж/кмоль; D, h_D^L – расход и энтальпия дистиллята (продукта) соответственно, кмоль/с и кДж/кмоль; Q_k – тепловая нагрузка конденсатора, кВт.

При расчете парожидкостного равновесия предполагали, что относительная летучесть компонентов не изменяется по высоте колонного аппарата. Концентрацию азота в паровой фазе с учетом кинетики массопередачи и физические свойства компонентов и их смесей рассчитывали согласно [8].

2. Результаты моделирования

Интегрирование системы нелинейных дифференциально-алгебраических уравнений (1) – (17) вместе с соотношениями для расчета парожидкостного равновесия, кинетики массопередачи и гидравлики потоков реализовано численными методами в вычислительной среде MatLab/Simulink с использованием решателя ode 15s.



Рис. 1. Изменение на тарелках ректификационной колонны: а) – концентрации азота X , кмоль/кмоль, и б) – температуры T , К

Вычислительный эксперимент проводили при следующих значениях исходных параметров: $F=0,0024421$ кмоль/с; $D = 0,2F$; $T_{nach}=143$ К; $\Delta T_w=0,5$ К; $P_v=20$ МПа; $P_{00}=0,6$ МПа; $z=0,5$; $y_v=0,79$, кмоль/кмоль; $M_{w0}^L=0,521$ кмоль; $x_{w0}=0,7445$ кмоль/кмоль; $T_{w0}=100,8$ К; $M_{00}^G=0,05246$ кмоль; $y_{00}=0,8232$ кмоль/кмоль; $M_{i0}^L=0,015$

кмоль; $x_{10}=0,7738$ кмоль/кмоль; число контактных устройств $n = 15$. Геометрия колонны приведена в [8].

В связи с уменьшением расхода сжатого воздуха был проведен анализ эффективности работы тарелок по критерию минимальной скорости пара в отверстиях контактных устройств [10]. Вычислительным экспериментом установлено, что для стабильного функционирования ректификационного аппарата необходимо уменьшить диаметры колонны с 350 мм до 300 мм и отверстий – с 1,0 мм до 0,9 мм.

Результаты расчета модифицированной колонны с числом тарелок $N = 15$ показали (рис. 1), что при отборе жидкого азота в количестве 20% от расхода F сжатого воздуха и давлении в колонне 0,6 МПа для получения азота с требуемым содержанием 99,6 % достаточно 10 контактных устройств при изменении температуры жидкости на тарелках от 98,6 К в нижнем до 96,2 К в верхнем сечениях колонны.

Параметрический анализ статических режимов работы колонны для требуемой чистоты получаемого азота осуществляли при изменении рабочего давления процесса от 0,5 МПа до 0,7 МПа, долю отбираемого продукта варьировали в пределах 17–23 % от расхода перерабатываемого воздуха.

Установлено, что при отборе 20 % жидкого азота от расхода перерабатываемого воздуха при абсолютном давлении в колонне 0,5–0,6 МПа требуется 10 тарелок, при снижении отбора продукта до 17 % от расхода питания колонны и среднем рабочем давлении 0,6 МПа необходимо не менее 9 контактных устройств, а в остальных случаях – не менее 11 тарелок.

Для проверки достоверности полученных данных проведено моделирование процесса разделения воздуха на колонне с числом тарелок $N = 11$ (рис. 2). Как показал анализ полученных результатов, снижение рабочего давления процесса ректификации с 0,7 МПа до 0,5 МПа при отборе 20 % продукта от расхода перерабатываемого воздуха уменьшает число тарелок в колонне на одну единицу. При давлении 0,7 МПа относительная летучесть компонентов воздуха уменьшается, и для достижения нужной конечной концентрации продукта требуется большее число ступеней контакта фаз. Однако увеличением орошения колонны флегмой за счет меньшего отбора продукта количество тарелок в колонне может быть снижено с 11 до 9 штук.



Рис. 2. Содержание азота в жидкости на тарелках в зависимости: а) – от давления (1 – 0,5 МПа; 2 – 0,6 МПа; 3 – 0,7 МПа); б) – от отбора продукта (1 – 0,17F; 2 – 0,2F; 3 – 0,23F)

В целом результаты моделирования по определению числа тарелок, обеспечивающих заданную степень разделения воздуха, оказались инвариантны к количеству контактных устройств в моделируемых ректификационных аппаратах и подтвердили

возможность уменьшения вертикального габарита модифицированной колонны получения азота на величину до 0,5-0,6 м при сохранении качества получаемого продукта.

Заключение

Разработанная математическая модель с сосредоточенными параметрами корректно описывает основные явления переноса, которые сопровождают процесс ректификации. На основе разработанного инструментария показано, что возможно проведение структурной рационализации исследуемого технического объекта без изменения структуры самой математической модели. Приведенные результаты вычислительного эксперимента свидетельствуют о качественной и количественной адекватности данного подхода и обосновывают корректность сделанных при синтезе модели упрощающих допущений.

Литература

1. Yoon, S.Y. Improvement of Integrated Gasification Combined Cycle Performance Using Nitrogen from the Air Separation Unit as Turbine Coolant / S.Y. Yoon, B.S. Choi, J.H. Ahn, T.S. Kim // *Applied Thermal Engineering*. – 2019. – № 151. – P. 163–175.
2. Fu, Y. Nonlinear Dynamic Behaviors and Control Based on Simulation of High-Purity Heat Integrated Air Separation Column / Y. Fu, X. Liu // *ISA Transactions*. – 2015. – № 55. – P. 145–153.
3. Dominic, S. Economic Performance Indicator Based Optimization for the Air Separation Unit Compressor Trains / S. Dominic, Y.A.W. Shardt, S.X. Ding // *IFAC-PapersOnLine* 48 21. – 2015. – P. 858–863.
4. Zhu, G.Y. Low-Order Dynamic Modeling of Cryogenic Distillation Columns Based on Nonlinear Wave Phenomenon / G.Y. Zhu, M.A. Henson, L. Megan // *Separation and Purification Technology*. – 2001. – № 24. – P. 467–487.
5. Green, D.W. Perry's Chemical Engineers' Handbook / D.W. Green, M.Z. Southard. – New York: McGraw Hill Education, 2018.
6. Kister, H.Z. Distillation Design / H.Z. Kister. – New York: McGraw-Hill, 1992.
7. Skogestad, S. Dynamics and Control of Distillation Columns – a Critical Survey / S. Skogestad // *Modeling, Identification and Control*. – 1997. – V. 18, № 3. – P. 177–217.
8. Ряжских, В.И. Стабилизация функционирования воздухоразделительной установки малой производительности в азотном режиме / В.И. Ряжских, А.М. Кокарев, М.И. Слюсарев // *Труды Академэнерго*. – 2019. – № 3. – С. 52–70.
9. Ryazhskikh, V.I. Static Functioning of a High-Pressure Distillation Column in a Nitrogen-Producing Air Separation Units / V.I. Ryazhskikh, A.M. Kokarev, M.I. Slyusarev // *International Journal of Scientific and Technology Research*. – 2019. – V. 8, № 11. – P. 3269–3274.
10. Григорьев, В.А. Тепло- и массообменные аппараты криогенной техники / В.А. Григорьев, Ю.И. Крохин. – М.: Энергоиздат, 1982.

Михаил Иванович Слюсарев, доктор технических наук, доцент, профессор кафедры «Криогенные машины, установки и электрогазовая техника», Военный учебно-научный центр ВВС «Военно-воздушная академия», (г. Воронеж, Российская Федерация), mslyusarev52@yandex.ru.

Александр Валерьевич Козлов, кандидат технических наук, доцент, начальник кафедры «Криогенные машины, установки и электрогазовая техника», Военный учебно-научный центр ВВС «Военно-воздушная академия», (г. Воронеж, Российская Федерация).

Александр Викторович Рязжских, кандидат физико-математических наук, доцент, кафедра «Прикладная математика и механика», Воронежский государственный технический университет (г. Воронеж, Российская Федерация), ryazhskihav@bk.ru.

Дмитрий Альбертович Коновалов, доктор технических наук, кафедра «Теоретическая и промышленная теплоэнергетика», Воронежский государственный технический университет (г. Воронеж, Российская Федерация), dkonovalov@cchgeu.ru.

Поступила в редакцию 22 октября 2021 г.

MSC 35K60

DOI: 10.14529/mmp210410

PARAMETRIC ANALYSIS OF MASS AND SIZE CHARACTERISTICS OF A SMALL PERFORMANCE AIR SEPARATION UNIT

M.I. Slyusarev¹, A.V. Kozlov¹, A.V. Ryazhskih², D.A. Kononov²

¹Military Educational and Scientific Centre of the Air Force “Air Force Academy”, Voronezh, Russian Federation

²Voronezh State Technical University, Voronezh, Russian Federation

E-mails: mslyusarev52@yandex.ru, ryazhskihav@bk.ru, dkonovalov@cchgeu.ru

A study was conducted to reduce the mass and size characteristics of the small performance air separation unit. Based on the structural analysis of cryogenic air separation units, elements that critically affect the mass and dimensions of the gas production station have been identified. Based on the dynamic model of the rectification process using the MatLab/Simulink computing environment, the static characteristics of the column in the nitrogen production mode were determined by the relaxation method. The computational experiment established the conditions for the hydrodynamically stable operation of the rectification trays. Parametric analysis of static characteristics revealed the possibility of reducing the height of the distillation apparatus. It is shown that on the basis of the developed tools, structural rationalization of the studied technical object is possible without changing the structure of the mathematical model

Keywords: mathematical modelling; dynamic model; parametric analysis; air rectification; nitrogen production column.

References

1. Yoon S.Y., Choi B.S., Ahn J.H., Kim T.S. Improvement of Integrated Gasification Combined Cycle Performance Using Nitrogen from the Air Separation Unit as Turbine Coolant. *Applied Thermal Engineering*, 2019, no. 151, pp. 163–175.
2. Fu Y., Liu X. Nonlinear Dynamic Behaviors and Control Based on Simulation of High-Purity Heat Integrated Air Separation Column. *ISA Transactions*, 2015, no. 55, pp. 145–153.
3. Dominic S., Shardt Y.A.W., Ding S.X. Economic Performance Indicator Based Optimization for the Air Separation Unit Compressor Trains. *IFAC-PapersOnLine* 48 21, 2015, pp. 858–863.

4. Zhu G.Y., Henson M.A., Megan L. Low-Order Dynamic Modeling of Cryogenic Distillation Columns Based on Nonlinear Wave Phenomenon. *Separation and Purification Technology*, 2001, no. 24, pp. 467–487.
5. Green D.W., Southard M.Z. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. New York, McGraw Hill Education, 2018.
6. Kister H.Z. *Distillation Design*. New York, McGraw-Hill, 1992.
7. Skogestad S. Dynamics and Control of Distillation Columns – a Critical Survey. *Modeling, Identification and Control*, 1997, vol. 18, no. 3, pp. 177–217.
8. Ryazhskikh V.I., Kokarev A.M., Slyusarev M.I. Operation Stabilization of the Low Productivity Air Separation Unit in Nitrogen Mode. *Transactions of Academenergo*, 2019, no. 3, pp. 52–70. (in Russian)
9. Ryazhskikh V.I., Kokarev A.M., Slyusarev M.I. Static Functioning of a High-Pressure Distillation Column in a Nitrogen-Producing Air Separation Units. *International Journal of Scientific and Technology Research*. 2019, vol. 8, no. 11, pp. 3269–3274.
10. Grigoriev V.A., Krokhin Yu.I. *Тепло- и массообменные аппараты криогенной техники* [Heat and mass transfer devices of cryogenic equipment]. Moscow, Energoizdat, 1982. (in Russian)

Received October 22, 2021