



УДК 536.71
ГРНТИ 27.35.47

РАСЧЕТ ТЕМПЕРАТУРЫ КИПЕНИЯ АЗОТНО-КИСЛОРОДНЫХ СМЕСЕЙ

И.А. КАЗЬМИН

Главное командование Воздушно-космических сил (г. Москва)

А.В. ИВАНОВ, кандидат технических наук, доцент

ВУНЦ ВВС «ВВА имени профессор Н.Е. Жуковского и Ю.А. Гагарина» (г. Воронеж)

А.А. ЖУРАВЛЕВ, кандидат технических наук, доцент

ВУНЦ ВВС «ВВА имени профессор Н.Е. Жуковского и Ю.А. Гагарина» (г. Воронеж)

В работе рассмотрен подход к расчету температуры кипения азотно-кислородных смесей, необходимой для математического моделирования работы элементов воздуходелительных установок. Предлагаемый подход позволяет на основе аппроксимации экспериментальных данных, представленных в литературе, синтезировать нелинейную аналитическую зависимость, связывающую температуру кипения компонента бинарной смеси, его концентрацию и давление в системе. Для оценки значения температуры кипения используется численный метод решения уравнения относительно искомой температуры.

Ключевые слова: бинарная смесь; ректификация; азот; кислород; температура кипения; фазовое равновесие; метод Ньютона.

NITROGEN-OXYGEN MIXTURES BOILING POINT CALCULATION

I.A. KAZ'MIN

The main command of the Aerospace Forces (Moscow)

A.V. IVANOV, Candidate of Technical Sciences, Associate Professor

MESC AF "N.E. Zhukovsky and Y.A. Gagarin Air Force Academy" (Voronezh)

A.A. ZHURAVLEV, Candidate of Technical Sciences, Associate Professor

MESC AF "N.E. Zhukovsky and Y.A. Gagarin Air Force Academy" (Voronezh)

The paper considers an approach to the calculation of the nitrogen-oxygen mixtures boiling point calculation required for mathematical modeling of air separation plants elements. The proposed approach makes it possible to synthesize a nonlinear analytical dependence that relates the boiling point of the binary mixture component, its concentration and pressure in the system on the basis of the approximation of the experimental data presented in the literature. To estimate the boiling point value, a numerical method is used to solve the equation with respect to the desired temperature.

Keywords: binary mixture; rectification; nitrogen; oxygen; boiling point; phase equilibrium; Newton method.

Сжатые газы, применяемые в системах ВС имеют принципиальную значимость в функционировании боевого авиационного комплекса (БАК) в целом. От качества поставляемых на борт ВС газов, своевременности их подачи и зарядки зависит выполнение полетного задания летным экипажем, а в условиях ведения боевых действий какие-либо отказы в обеспечении сжатыми газами могут привести к срыву вылета и невыполнению боевой задачи. На некоторых современных самолетах поколений «4+» и «5» установлены бортовые системы генерации газов, позволяющие получать сжатые азот и кислород из воздуха во время полета. Однако в настоящее время количество такой авиационной техники в общем числе ВС незначительно. Таким образом, мобильные газозарядные станции играют важную роль в обеспечении полетов авиационных частей и соединений.



Одним из способов разделения воздуха на отдельные чистые компоненты является низкотемпературная ректификация. При этом, ввиду незначительного содержания в воздухе инертных газов, разделяемый атмосферный воздух рассматривается как бинарная смесь, состоящая из азота и кислорода.

В процессе разработки перспективных технологий воздуходелительных установок, а также модернизации существующих технологий и конструкций возникает задача составления адекватного реальным процессам математического описания условий равновесия жидкой и паровой фаз.

При расчете равновесия жидкость-пар можно выделить четыре основных вида задач в зависимости от того, какие переменные заданы и какие рассчитываются [1, 2].

К первому типу задач относится расчет состава пара и температуры смеси по известному составу жидкости и давлению. Ко второму типу относится расчет состава пара и давления по известному составу жидкости и температуре смеси. Третий и четвертый типы задач фазового равновесия заключаются в определении состава жидкости по составу пара при известном давлении или температуре смеси.

В ходе ректификации протекают сложные тепло- и массообменные процессы между одновременно сосуществующими неравновесными паровой и жидкой фазами. При их взаимодействии паровая фаза постепенно обогащается низкокипящим компонентом (НКК) азотом, а жидкая фаза обогащается высококипящим компонентом (ВКК) кислородом. Следствием непрерывного перераспределения продуктов разделения атмосферного воздуха (азота и кислорода) по фазам является непрерывное изменение температур кипения жидкой фазы и конденсации паровой фаз.

В этой связи, при моделировании динамических режимов низкотемпературной ректификации воздуха, весьма актуальной является задача расчета температуры кипения жидкой азотно-кислородной смеси и состава пара по известному составу жидкой фазы и общему давлению в системе (задача первого типа из рассмотренных выше).

Температура кипения азотно-кислородных смесей при постоянном давлении зависит от состава жидкой фазы и определяется температурой кипения чистых компонентов. Имеющиеся литературные данные (в табличной или графической форме) о зависимости температуры кипения чистых азота и кислорода от давления зачастую противоречивы, представлены в различных единицах измерения и для весьма узких диапазонов варьирования давления, что усложняет их анализ и обобщение. Предложенные рядом авторов аналитические зависимости сложны по своей форме и содержат большое количество эмпирических коэффициентов, определяемых экспериментально. Некоторые из предлагаемых уравнений предусматривают только численное решение по итерационным алгоритмам [3 – 5].

В этой связи становится актуальным получение математических зависимостей температуры кипения чистых азота и кислорода от давления, адекватных в широких диапазонах варьирования давления и простых по своей структуре.

В качестве исходных данных для построения аналитических зависимостей давления насыщенного пара P_0 чистого компонента от температуры T использовали литературные данные [6] о термодинамических свойствах азота и кислорода на линии кипения (рисунок 1, литературные данные представлены цветными пиктограммами).

В полулогарифмических координатах $\ln P_0 - \frac{1}{T}$ экспериментальные данные для каждого чистого компонента удовлетворительно ложатся на осредняющие прямые линии (рисунок 2). Это указывает на то, что для математического описания зависимости давления насыщенного пара азота и кислорода от температуры применимо уравнение Антуана [2]:

$$\ln P_{0i} = A_i - \frac{B_i}{T}, \quad (1)$$



где P_{0i} – давление насыщенного пара i -го компонента, МПа; T – температура компонента на линии кипения, К; A_i, B_i – эмпирические коэффициенты.

Далее условимся обозначать индексом $i = 1$ низкокипящий компонент (НКК) бинарной смеси азот-кислород, индексом $i = 2$ – высококипящий компонент (ВКК) той же смеси. Так как смесь бинарная, то общее количество компонентов $n = 2$.

Коэффициенты уравнения (1) по каждому компоненту определяли из условия минимизации целевой функции F , представляющей собой сумму квадратов относительных отклонений, рассчитанных $P_{0i}^{расч}$ и экспериментальных $P_{0i}^{эксн}$ значений давления насыщенных паров:

$$F = \sum_{i=1}^N \left(\frac{P_{0i}^{расч} - P_{0i}^{эксн}}{P_{0i}^{эксн}} \right)^2 \xrightarrow{A_i, B_i} \min. \quad (2)$$

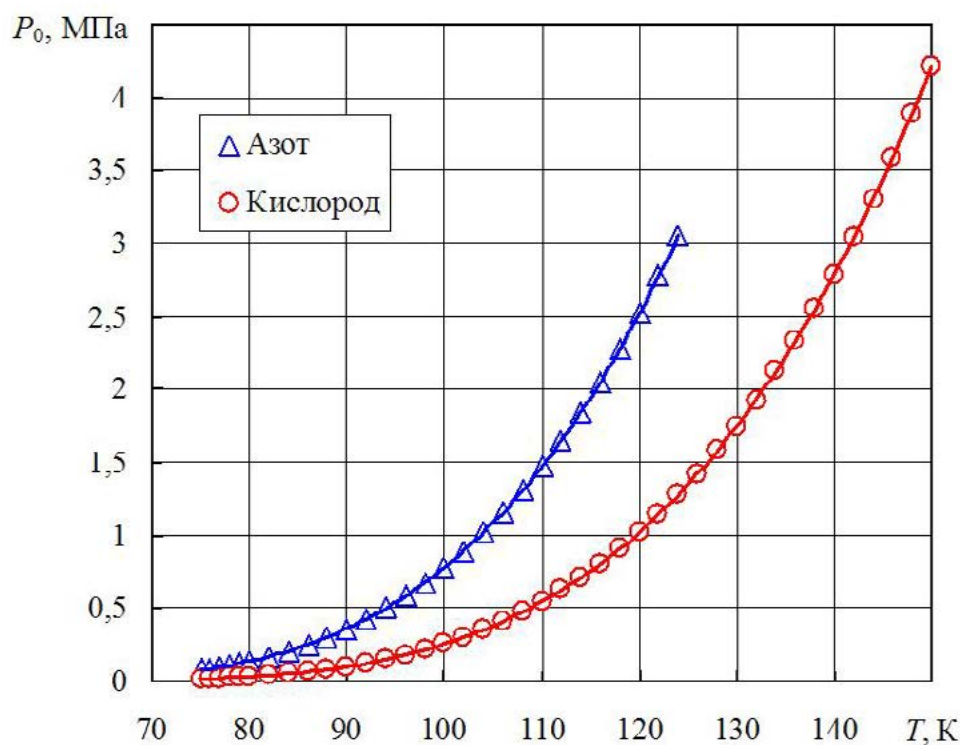


Рисунок 1 – Зависимость давления насыщенных паров азота и кислорода от температуры

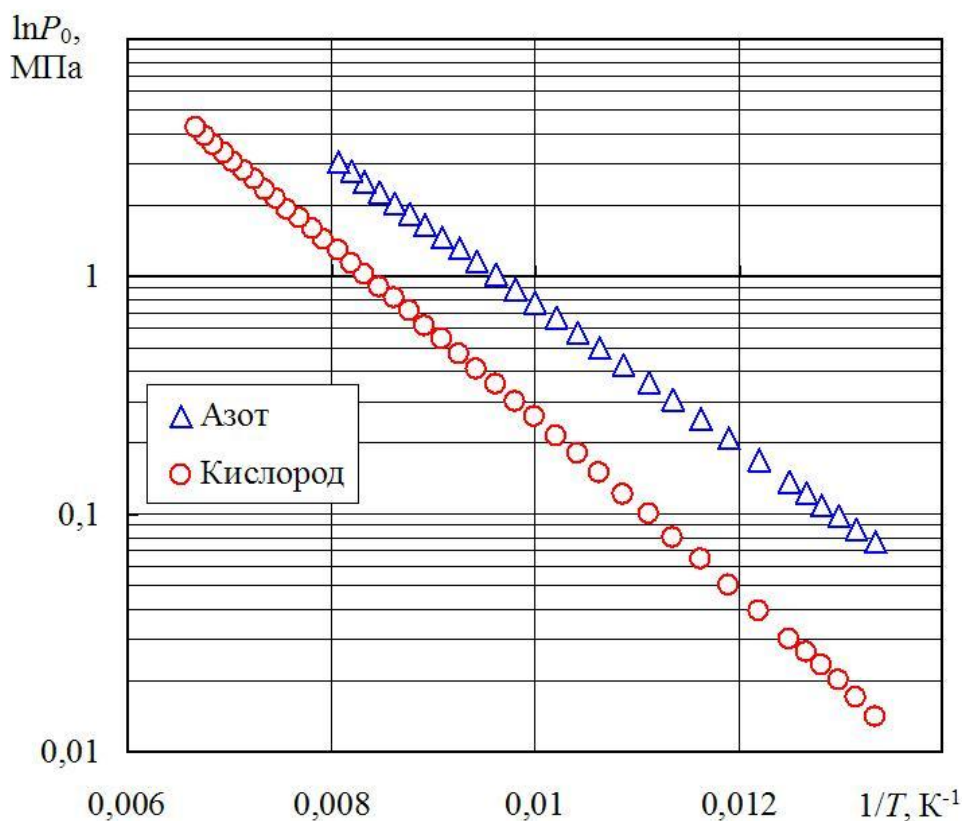


Рисунок 2 – Зависимость $\ln P_0$ от $\frac{1}{T}$

В результате обработки экспериментальных данных определены значения эмпирических коэффициентов A_i и B_i (таблица 1). Численные значения коэффициентов парной корреляции r_{xy} (таблица 1) указывают на довольно тесную корреляционную связь между температурой и давлением насыщенного пара для каждого чистого компонента бинарной смеси.

Таблица 1 – Результаты обработки экспериментальных данных

Компонент	Эмпирические коэффициенты			Коэффициент парной корреляции r_{xy}	Максимальная относительная погрешность δ , %
	A_i	B_i	C_i		
Азот	6,7358	698,22	842,0168	0,999	0,86
Кислород	7,0771	846,26	1184,528	0,997	1,12

Потенцируя левую и правую части уравнения (1), можно записать:

$$P_{0i} = C_i \exp\left(-\frac{B_i}{T}\right), \quad (3)$$

где C_i – эмпирический коэффициент ($C_i = \exp(A_i)$, см. таблицу 1).

Максимальная относительная погрешность δ вычисления давления насыщенного пара азота и кислорода по уравнению (3) составляет 0,86 и 1,12 % (таблица 1), что является приемлемым для технических вычислений.

Для определения температуры кипения чистого компонента в зависимости от величины давления, уравнение (1) следует разрешить относительно T :



$$T = \frac{B_i}{A_i - \ln P_{0i}}. \quad (4)$$

В условиях равновесия сосуществующих идеальных жидкой и паровой фаз справедливы следующие соотношения [2, 7, 8]:
для компонентов паровой фазы:

$$y_i = k_i x_i, \quad (5)$$

где y_i – мольная доля (концентрация) i -го компонента в паровой фазе; x_i – мольная доля (концентрация) i -го компонента в жидкой фазе; k_i – константа фазового равновесия i -го компонента; для компонентов жидкой фазы:

$$x_i = \frac{y_i}{k_i}. \quad (6)$$

Для идеальных бинарных растворов константа фазового равновесия k_i определяется соотношением:

$$k_i = \frac{P_{0i}}{P}, \quad (7)$$

где P_{0i} – давление насыщенного пара i -го чистого компонента при температуре T , МПа; P – общее давление, МПа.

Подставляя соотношение (7) в выражение (5), на основании баланса компонентов в бинарной паровой фазе, можно записать:

$$\sum_{i=1}^n \frac{P_{0i}}{P} x_i = 1. \quad (8)$$

С учетом уравнения (3) для каждого компонента бинарной смеси, после преобразований, имеем:

$$C_1 \exp\left(-\frac{B_1}{T}\right) x_1 + C_2 \exp\left(-\frac{B_2}{T}\right) (1 - x_1) = P, \quad (9)$$

здесь концентрация ВКК в жидкой фазе связана с концентрацией НКК соотношением $x_2 = 1 - x_1$.

Уравнение (9) представляет собой уравнение кривой кипения бинарной азотно-кислородной смеси в координатах $T - x$ при постоянном значении давления в системе.

Подставляя соотношение (7) в выражение (6), на основании баланса компонентов в бинарной жидкой фазе, можно записать:

$$\sum_{i=1}^n \frac{P}{P_{0i}} y_i = 1. \quad (10)$$



С учетом уравнения (3) для каждого компонента бинарной смеси, после преобразований, имеем:

$$\frac{1}{C_1} \exp\left(\frac{B_1}{T}\right) y_1 + \frac{1}{C_2} \exp\left(\frac{B_2}{T}\right) (1 - y_1) = \frac{1}{P}, \quad (11)$$

здесь концентрация ВКК в паровой связана с концентрацией НКК соотношением $y_2 = 1 - y_1$.

Уравнение (11) представляет собой уравнение кривой конденсации бинарной азотно-кислородной смеси в координатах $T - y$ при постоянном значении давления в системе.

Уравнение кипения бинарной смеси (9) не допускает его аналитического решения относительно температуры T . Для нахождения корня уравнения при фиксированных значениях общего давления P и концентрации НКК в жидкой фазе x_1 воспользуемся методом Ньютона [9].

В соответствии с вычислительным алгоритмом метода Ньютона выбирается начальное приближение корня T_0 уравнения (9). Далее, в ходе итерационного вычислительного процесса, последовательно улучшается значение корня уравнения, пока не будет достигнута заданная точность вычисления.

Из уравнения (9) получим выражение функции $f(T)$, ноль которой обеспечивает решение задачи:

$$f(T) = C_1 \exp\left(-\frac{B_1}{T}\right) x_1 + C_2 \exp\left(-\frac{B_2}{T}\right) (1 - x_1) - P = 0. \quad (12)$$

Корень уравнения на $j + 1$ -й итерации уточняем по формуле:

$$T_{j+1} = T_j - \frac{f(T_j)}{f'(T_j)}, \quad j = 0, 1, 2, \dots \quad (13)$$

где T_j – значение корня уравнения на j -й итерации; $f'(T_j)$ – значение производной функции (12) в точке T_j .

Выражение производной функции (12) имеет вид:

$$f'(T) = \frac{C_1 B_1}{T^2} \exp\left(-\frac{B_1}{T}\right) x_1 + \frac{C_2 B_2}{T^2} \exp\left(-\frac{B_2}{T}\right) (1 - x_1). \quad (14)$$

Итерационный процесс уточнения корня уравнения (9) продолжается до тех пор, пока не выполнится условие:

$$|T_{j+1} - T_j| \leq \varepsilon, \quad (15)$$

где ε – заданная погрешность вычисления корня.

Поскольку значение температуры кипения бинарной смеси при заданных x_1 и P находится в интервале температур, границы которого соответствуют температурам кипения чистых НКК и ВКК, то в качестве начального приближения T_0 следует принять температуру кипения чистых азота или кислорода при заданном значении общего давления P . Температура кипения чистых азота или кислорода при этом определяется по уравнению (4).



Известно, что скорость сходимости при уточнении корня нелинейного уравнения зависит от начального приближения [9]. Проведенные модельные вычисления показали необходимость 2 – 6 итераций для достижения погрешности вычисления корня $\varepsilon = 0,00001$ при использовании в качестве начального приближения температуры кипения чистого азота (кислорода). В случае использования процедуры многократного циклического численного вычисления температуры кипения в динамической модели воздуходелительной установки следует учитывать возможные затраты машинного времени.

В табл. 2, 3 представлены результаты вычисления температуры кипения бинарной азотно-кислородной смеси с массовой долей азота в жидкой фазе $x_1 = 0,2$ и при общем давлении $P = 0,09806$ МПа при разных начальных приближениях.

По первому варианту в качестве начального приближения T_0 использовали значение температуры кипения чистого азота $T_{01} = 77,08344$ К (приближение к температуре кипения смеси справа), рассчитанную по формуле (4) при давлении $P = 0,09806$ МПа. Для уточнения корня уравнения (9) с точностью $\varepsilon = 0,00001$ потребовалось 6 итераций (включая начальное приближение) (таблица 2).

Таблица 2 – Вычисление температуры кипения азотно-кислородной смеси (начальное приближение – справа от температуры кипения)

Номер итерации j	Значение корня T_j	Производная $f'(T_j)$	Функция $f(T_j)$
0	77,08344	0,04698	-0,63509
1	90,59927	0,15316	0,62074
2	86,54647	0,11207	0,08619
3	85,77739	0,10524	0,00264
4	85,75223	0,10503	$2,74928 \cdot 10^{-6}$
5	85,75220	0,10502	$2,97584 \cdot 10^{-12}$

По второму варианту в качестве начального приближения T_0 использовали значение температуры кипения чистого кислорода $T_{02} = 90,03459$ К (приближение слева), рассчитанную также по формуле (4) при давлении $P = 0,09806$ МПа. Для уточнения корня уравнения (9) с погрешностью не выше $\varepsilon = 0,00001$ потребовалось 5 итераций (включая начальное приближение) (таблица 3).

Таблица 3 – Вычисление температуры кипения азотно-кислородной смеси (начальное приближение – слева от температуры кипения)

Номер итерации j	Значение корня T_j	Производная $f'(T_j)$	Функция $f(T_j)$
0	90,03459	0,14691	0,53603
1	86,38599	0,11062	0,06832
2	85,76835	0,10516	0,00169
3	85,75222	0,10502	$1,13072 \cdot 10^{-6}$
4	85,75220	0,10502	$5,02042 \cdot 10^{-13}$

Полученные результаты позволяют выработать практические рекомендации по выбору начального приближения температуры кипения азотно-кислородной смеси: при вычислении температуры кипения жидкой фазы азот-кислород известного состава, в качестве начального приближения следует принимать температуру кипения того компонента (при давлении насыщенного пара, равном общему давлению), концентрация которого в жидкой фазе больше:



$$T_0 = \begin{cases} T_2 = T_2(P_{02}), & \text{при } x_2 > x_1 \\ T_1 = T_1(P_{01}), & \text{при } x_1 \geq x_2 \end{cases} \quad (16)$$

Вычислительный эксперимент показал, что с увеличением общего давления P итерационный процесс вычисления температуры кипения бинарной смеси азот-кислород заданного состава сокращается вне зависимости от выбора начального приближения (температура кипения чистых азота или кислорода). Это связано с тем, что с ростом давления нелинейность функций $P_{0i} = P_{0i}(T)$ существенно снижается. При относительно большом давлении эти функции приобретают практически линейный вид, функция $f(T)$ также близка к линейной, а значение производной $f'(T)$ практически не меняется. В этом случае уточнение корня уравнения (9) осуществляется за две итерации (включая начальное приближение).

Уравнение (11) позволяет, также используя метод Ньютона, рассчитать температуру конденсации бинарной паровой фазы известного состава y_1 . Однако, принимая во внимание то, что в условиях равновесия жидкой и паровой фаз температуры кипения и конденсации равны, уравнение (11) позволяет определить концентрацию НКК в паровой фазе y_1 , равновесной с жидкой фазой.

При равенстве температуры кипения и конденсации, определим y_1 из (11):

$$y_1 = \frac{P_{01}(P_{02} - P)}{P(P_{02} - P_{01})}. \quad (17)$$

При вычислении y_1 давления насыщенных паров чистых компонентов P_{01} и P_{02} должны быть взяты при температуре кипения жидкой фазы, определяемой уравнением (9).

С учетом закона Дальтона

$$P_{01}x_1 + P_{02}x_2 = P, \quad (18)$$

после преобразований (17) получим выражение, часто используемое при проведении фазовых расчетов [8, 10]:

$$y_1 = \frac{\alpha x_1}{1 + (\alpha - 1)x_1}, \quad (19)$$

где α – коэффициент относительной летучести,

$$\alpha = \frac{P_{01}}{P_{02}}. \quad (20)$$

Рассмотренные расчетные зависимости были реализованы в виде вычислительного эксперимента по определению температуры кипения бинарной смеси азот-кислород и состава паровой фазы, находящейся в равновесии с жидкой фазой. Расчеты проведены для ряда значений общего давления $P = 0,09806, 0,3922$ и $0,7845$ МПа и мольной доли НКК в жидкой фазе x_1 в интервале от 0 до 1.

Результаты вычислительного эксперимента обобщены в координатах $T - x, y$ в виде изобарных кривых (рисунок 3). Там же в виде графических пиктограмм представлены литературные данные [3]. Расчеты показали, что максимальная относительная погрешность вычисления температуры кипения азотно-кислородных смесей при указанных значениях общего давления не превышает 0,54 %, что является приемлемым для практических задач.

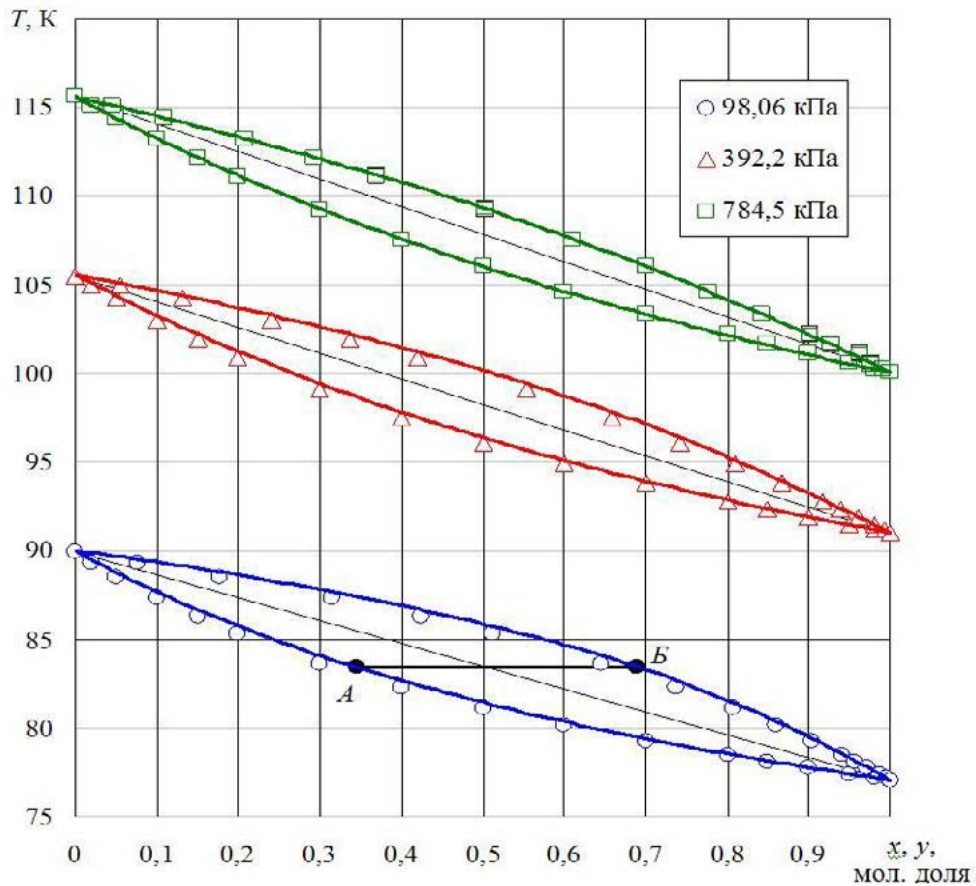


Рисунок 3 – Изобарные температурные кривые азотно-кислородных смесей

При $P = \text{const}$ нижняя кривая представляет собой изобарную линию кипения жидкой смеси азот-кислород, которая описывается уравнением (9). Верхняя кривая является изобарной кривой конденсации паровой смеси азот-кислород и описывается уравнением (11). Каждая точка изобарных кривых соответствует состоянию равновесия между жидкой и паровой фазами при данном давлении и температуре. Точки, лежащие на кривой кипения отвечают жидкой фазе, находящейся при температуре кипения. Любая точка, лежащая ниже этой кривой, характеризует систему, состоящую только из жидкой фазы. Аналогично, любая точка, лежащая выше кривой конденсации характеризует систему, температура которой выше температуры начала конденсации пара. Точки, лежащие между кривыми кипения и конденсации, отвечают гетерогенным системам, состоящим из жидкой и паровой фазами, находящимися в равновесии.

Изобарные кривые имеют две общие точки. Ордината левой точки соответствует температуре кипения чистого кислорода, ордината правой точки – температуре кипения чистого азота.

Кривые на рисунке 3 также показывают, что температура кипения испаряющейся жидкой азотно-кислородной смеси по мере обогащения жидкой фазы кислородом постепенно повышается. Последняя капля испаряющейся жидкости имеет температуру кипения жидкого кислорода, так как азот из нее уже полностью испарился.

Изобарная диаграмма $T - x, y$ для смеси азота и кислорода (рисунок 3) позволяет определить состав жидкой и паровой фаз, находящихся в равновесии друг с другом. Кроме того, используя правило рычага, имеется возможность расчета массы жидкости и пара, образующихся при разделении азотно-кислородной смеси.

Так, например, при общем давлении $P = 0,09806$ МПа конода А–Б показывает разность содержания азота в жидкой и паровой фазах; она будет наибольшей, когда в жидкой фазе содержится 0,30 – 0,4 мольной доли азота и 0,7 – 0,8 мольной доли кислорода. С повышением давления разность между содержанием азота в жидкости и паре уменьшается, и при критиче-



ском давлении она равна нулю, так как в этом случае различие между жидкостью и паром исчезает. Отсюда следует, что процесс разделения смеси азот-кислород наиболее выгодно проводить при возможно более низком давлении, так как в этом случае разность между составами жидкой и паровой фаз будет наибольшей.

Представленные математические зависимости и алгоритм расчета температуры кипения азотно-кислородных смесей могут быть реализованы на ЭВМ для моделирования, исследования и оптимизации динамических режимов работы воздуходелительных установок.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Кокарев М.А. Процессы тепломассобмена и их математическое описание / М.А. Кокарев, В.В. Скрипкин, Н.С. Бутерус // Актуальные направления научных исследований XXI века: теория и практика: сборник научных трудов по материалам международной научно-практической конференции «Молодежный форум: прикладная математика. Математическое моделирование систем и механизмов». – Воронеж, ВГЛУ, 2017. – Т.5 № 10(36). – С. 260 – 262.
2. Комиссаров Ю.А. Химическая технология: научные основы процессов ректификации. В 2 ч. Часть 1 : учеб. пособие для академического бакалавриата / Ю. А. Комиссаров, Л. С. Гордеев, Д. П. Вент. – 2-е изд., перераб. и доп. – М. : Издательство Юрайт, 2018. – 270 с.
3. Наринский Г.Б. Ректификация воздуха / Г.Б. Наринский. – М.: Машиностроение, 1978. 248 с.
4. Вассерман А.А. Уравнения для описания фазового равновесия жидкость-пар в бинарных смесях / А.А. Вассерман, А.Г. Слынько, В.Н. Галкин // Журн. физ. химии. 2014. Т. 88. №12. С. 1881 –1884.
5. Борзенко Е.И. Расчет теплофизических свойств криопродуктов на линии насыщения с повышенной точностью / Е.И. Борзенко, А.В. Зайцев, Н.В. Кудашова // Научный журнал СПбГУНиПТ, 2011. №2. С. 2 – 5.
6. Теплофизические свойства криопродуктов / Л.А. Акулов, Е.И. Борзенко, В.Н. Новотельнов, А.В. Зайцев. – СПб.: Политехника, 2012. 243 с.
7. Комиссаров Ю.А. Математическое моделирование при расчете парожидкостного равновесия многокомпонентных систем / Ю.А. Комиссаров, Дам Куанг Шанг // Вестник АГТУ. Сер.: Управление, вычислительная техника и информатика. 2011. №1. С. 43 – 50.
8. Скобло А.И. / Процессы и аппараты нефтегазопереработки и нефтехимии / А.И. Скобло, Ю.К. Молоканов, А.И. Владимиров, В.А. Щелкунов. – М.: ИЦ РГУ нефти и газа имени И.М. Губкина, 2012. — 731 с.
9. Бахвалов Н.С. Численные методы / Н.С. Бахвалов. – М.: Бином, 2010. – 636 с.
10. Хвостов А.А. Расчет коэффициента относительной летучести смеси азот-кислород по экспериментальным данным / А.А. Хвостов, А.А. Журавлев, М.И. Слюсарев, А.А. Воробьев // Новое в технологии и технике функциональных продуктов питания на основе медико-биологических воззрений: матер. VI Междунар. науч.-техн. конф. / Воронеж. гос. ун-т инж. технол. – Воронеж : ВГУИТ, 2017. С. 987 – 991.

REFERENCES

1. Kokarev M.A. Protsessy teplomassobmena i ikh matematicheskoe opisanie / M.A. Kokarev, V.V. Skripkin, N.S. Buterus // Aktual'nye napravleniya nauchnykh issledovaniy XXI veka: teoriya i praktika: sbornik nauchnykh trudov po materialam mezhdunarodnoj nauchno-prakticheskoy konferentsii "Molodezhnyj forum: prikladnaya matematika. Matematicheskoe modelirovanie sistem i mekhanizmov". Voronezh, VGLTU. 2017. T.5 № 10(36). P. 260 – 262.



2. Komissarov YU.A. KHimicheskaya tekhnologiya: nauchnye osnovy protsessov rektifikatsii. V 2 ch. CHast' 1: ucheb. posobie dlya akademicheskogo bakalavriata / YU. A. Komissarov, L. S. Gordeev, D. P. Vent. 2-e izd., pererab. i dop. M.: Izdatel'stvo YUrajt. 2018. 270 p.
3. Narinskij G.B. Rektifikatsiya vozdukha / G.B. Narinskij. – M.: Mashinostroenie, 1978. 248 p.
4. Vasserman A.A. Uravneniya dlya opisaniya fazovogo ravnovesiya zhidkost'-par v binarnykh smesyakh / A.A. Vasserman, A.G. Slyn'ko, V.N. Galkin // ZHurn. fiz. khimii. 2014. T. 88. №12. P. 1881 –1884.
5. Borzenko E.I. Raschet teplofizicheskikh svoystv krioproductov na linii nasyshheniya s povyshennoj tochnost'yu / E.I. Borzenko, A.V. Zajtsev, N.V. Kudashova // Nauchnyj zhurnal SPbGU-NiPT, 2011. №2. P. 2 – 5.
6. Teplofizicheskie svoystva krioproductov / L.A. Akulov, E.I. Borzenko, V.N. Novotel'nov, A.V. Zajtsev. – SPb.: Politehnika, 2012. 243 p.
7. Komissarov YU.A. Matematicheskoe modelirovanie pri raschete parozhidkostnogo ravnovesiya mnogokomponentnykh sistem / YU.A. Komissarov, Dam Kuang SHang // Vestnik AGTU. Ser.: Upravlenie, vychislitel'naya tekhnika i informatika. 2011. №1. P. 43 – 50.
8. Skoblo A.I. / Protsessy i apparaty neftegazopererabotki i neftekhimii / A.I. Skoblo, YU.K. Molokanov, A.I. Vladimirov, V.A. SHHelkunov. – M.: ITS RGU nefti i gaza imeni I.M. Gubki-na, 2012. - 731 p.
9. Bakhvalov N.S. CHislennye metody / N.S. Bakhvalov. M.: Binom, 2010. 636 p.
10. KHvostov A.A. Raschet koehffitsienta odnositel'noj letuchesti smesi azot-kislород po ehksperimental'nykh dannym / A.A. KHvostov, A.A. ZHuravlev, M.I. Slyusarev, A.A. Vorob'ev // Novoe v tekhnologii i tekhnike funktsional'nykh produktov pitaniya na osnove mediko-biologicheskikh vozzrenij: mater. VI Mezhdunar. nauch.-tekhn. konf. / Voronezh. gos. un-t inzh. tekhnol. – Voronezh : VGUI. 2017. P. 987 – 991.

© Казьмин И.А., Иванов А.В., Журавлев А.А., 2018

Казьмин Игорь Александрович, начальник электрогазовой службы командования военно-воздушных сил Главного командования Воздушно-космических сил (г. Москва), Россия, 119160, г. Москва, в/ч 94108-К, egsvvs@yandex.ru

Иванов Алексей Владимирович, кандидат технических наук, доцент, начальник 2 научно-исследовательского управления научно-исследовательского центра (проблем применения, обеспечения и управления авиацией ВВС), Военный учебно-научный центр Военно-воздушных сил «Военно-воздушная академия имени профессор Н.Е. Жуковского и Ю.А. Гагарина» (г. Воронеж), Россия, 394064, г. Воронеж, ул. Старых Большевиков, 54А, alexey-khorvat@yandex.ru

Журавлев Алексей Александрович, кандидат технических наук, доцент, научный сотрудник 22 научно-исследовательского отдела 2 научно-исследовательского управления научно-исследовательского центра (проблем применения, обеспечения и управления авиацией ВВС), Военный учебно-научный центр Военно-воздушных сил «Военно-воздушная академия имени профессор Н.Е. Жуковского и Ю.А. Гагарина» (г. Воронеж), Россия, 394064, г. Воронеж, ул. Старых Большевиков, 54А, zhuraa1@rambler.ru