

В.Ф. Греков, к.т.н., доцент, А.А. Пьянков, к.т.н., член-корреспондент ПАНИ, доцент (НПИК «Зірка», г. Харьков), А.В. Кузнецов, А.А. Овсиевский, директор комбината «Звезда», г. Запорожье

Рекуперация паров нефти и нефтепродуктов с помощью компрессорно-детандерного агрегата

Представлена технология конденсации паров нефтепродуктов с применением компрессорно – детандерного агрегата, повышающая эффективность эксплуатации нефтегазового комплекса.

Ключевые слова: нефтегазовый комплекс, пары углеводородов, загрязнение среды, рекуперация, компрессор, конденсат, компрессорно – детандерный агрегат.

Представлена технологія конденсації пари нафтопродуктів із застосуванням компресорно – детандерного агрегату, що підвищує ефективність експлуатації нафтогазового комплексу.

Ключові слова: нафтогазовий комплекс, пари вуглеводнів, забруднення середовища, рекуперация, компресор, конденсат, компресорно – детандерний агрегат.

Technology of condensation of oil evaporation of hydrocarbons is presented with the use of compressor and detander aggregate, step-up efficiency of exploitation of oil – gas complex.

Keywords: oil products complex, evaporation of hydrocarbons, contamination of environment, rekuperation, compressor, condensation, compressor and detander aggregate.

Ежегодно по различным оценкам в атмосферу планеты выбрасывается 50...90 млн. т углеводородов. Значительная часть этих выбросов происходит на предприятиях нефтеперерабатывающей и нефтегазодобывающей отраслей промышленности. Из общего количества углеводородов, которое теряется вследствие испарения, на нефтеперерабатывающие заводы приходится 16, а на нефтебазы – 32%.

Основная масса выбросов углеводородов происходит на объектах нефтегазового комплекса - складах нефти и нефтепродуктов, терминалах, АЗС. При этом потери из-за выбросов паров нефти, бензинов и фракций газовых конденсатов в 50÷100 раз выше, чем у керосинов и дизельных топлив при одинаковых условиях. Смазочные материалы и темные нефтепродукты практически не испаряются. Таким образом, по экономическим и экологическим причинам целесообразной является борьба с выбросами паров бензинов и фракций газовых конденсатов.

В декабре 1990 г. Европейская комиссия по охране окружающей среды приняла рабочие документы «Стадия-1» и «Стадия-2», которые требовали рекуперации 76% выбросов углеводородов с весны 1993 г. и 90% в последующем.

Необходимо отметить то, что при выполнении положений директив по «Стадии-1» и «Стадии-2» стоимость рекуперации углеводородов в 50 раз превышает себестоимость их производства (5,5 тыс. долл./т для «Стадии-1», и 6 тыс. долл./т для «Стадии-2»), что свидетельствует о существенных мерах, направленных на охрану окружающей среды.

Методом уменьшения потерь бензинов и газовых конденсатов для обеспечения экологической и технологической безопасности является применение установок рекуперации паров. Одна установка рекуперации па-

ров, размещенная на терминале, может исключить до 95% потерь при условии герметичности системы сбора паров. Концентрация на выходе установки рекуперации паров составляет не менее 35 г/м³. Эффективность современных установок рекуперации паров составляет до 98 %. Основные технологии рекуперации паров следующие:

- холодная жидкостная абсорбция;
- вакуум-регенерированная углеродная абсорбция;
- мембранное разделение смесей;
- процесс прямой конденсации.

Стоимость перечисленных технологий рекуперации паров бензинов высокая. Так, установка по рекуперации паров бензина для нефтебазы со средним объемом продукции стоит около \$ 400 000.

Однако наряду с такими установками уже существуют на базе компрессорных установок не менее эффективные и простые в эксплуатации отечественные системы улавливания и утилизации паров бензинов и газовых конденсатов из парогазовой смеси, образующейся в процессе хранения и перевалки нефтепродуктов. Компрессорная установка снабжена теплообменниками со сливными устройствами и автоматической системой отвода конденсата. Принцип действия основан на ступенчатом сжатии паровоздушной смеси с последующим охлаждением. Конденсат собирается в накопительной емкости, из которой перекачивается в резервуар с топливом под слой продукта. Установки сокращают потери нефти и нефтепродуктов при сливо-наливных операциях до 95 %.

Установки такого типа изготавливаются по нашим заказам концерном «Укрросметалл» и успешно работают на украинских нефтебазах. При значительно меньшей стоимости они не уступают зарубежным абсорбционным и адсорбционным установкам по надежности и конечному результату. В настоящее время НПИК «Зир-

ка» предлагает техническое решение, которое превосходит все другие рекуперационные системы в ЕС.

Таким решением является разработка компрессорно-детандерного агрегата для сжижения паров нефтепродуктов.

Компрессорно-детандерный агрегат (КДА) для сжижения паров нефтепродуктов [1, 2] из паровоздушной смеси (ПВС) имеет ряд преимуществ по сравнению с другими типами компрессорных агрегатов, применяемых для этой цели.

КДА при работе потребляет меньше энергии, так как детандер, смонтированный на одном валу с компрессором, возвращает часть энергии расширяющегося газа приводу компрессора.

Наличие детандера позволяет получить низкие температуры смеси, что способствует конденсации паров компонентов нефтепродуктов как в низкотемпературном холодильнике при давлении компрессора, так и в детандере.

Схема компрессорно-детандерного агрегата приведена на рис. 1.

Паровоздушная смесь с температурой t_n сжимается в компрессоре K и подается в воздушный холодильник $ТО_1$, где охлаждается до температуры t_1 . Охлажденная ПВС через влагоотделитель $ВО_1$ поступает на вход низкотемпературного холодильника $ТО_2$, где охлаждается до температуры t_2 газом, поступившим из детандера $Д$. Далее ПВС через влагоотделитель $ВО_2$ и низкотемпературный холодильник $ТО_2$ поступает в детандер $Д$. При расширении и совершении работы ПВС охлаждается до температуры t_3 и через влагоотделитель $ВО_3$ осушенный холодный газ подается в низкотемпературный холодильник $ТО_2$, обеспечивая охлаждение ПВС под давлением. ПВС в низкотемпературном холодильнике $ТО_2$ нагревается до температуры t_4 и выбрасывается в атмосферу.

Целью нахождения параметров совместной работы детандера $Д$ и низкотемпературного холодильника $ТО_2$ является определение реализуемых значений температур ПВС t_2 и t_3 при заданных давлении, параметрах ПВС и степени расширения детандера. Действительно, если на вход компрессора поступает ПВС с известными значениями температуры и содержанием компонентов бензина, то определить параметры холодильника компрессора $ТО_1$ и параметры ПВС сравнительно просто при известной температуре окружающей среды. Существенно сложнее определить параметры ПВС при совместной работе низкотемпературного холодильника $ТО_2$ и детандера $Д$.

Задавая температуру t_2 при известной температуре t_1 , можно определить параметры ПВС после низкотемпературного холодильника $ТО_2$ – содержание компонентов бензина в ПВС и количество конденсата. При этом можно определить необходимую температуру t_3 , которая обеспечит получение температуры t_2 . В свою очередь температура t_3 может быть получена при расширении ПВС в детандере и зависит от температуры t_2 , состава ПВС на входе в детандер, степени расширения ПВС в детандере и количества выпавшего в нем конденсата. Если температура t_3 , полученная в детандере окажется выше температуры t_3 , полученной в результате расчета конденсации компонентов ПВС в низкотемпературном холодильнике $ТО_2$, то система «холодильник $ТО_2$ – детандер» не имеет совместной рабочей точки и работать в этом режиме не будет.

Поиск рабочей точки осуществляется следующим образом:

– задаем ряд значений температур t_2 для низкотемпературного холодильника $ТО_2$ и находим потребные значения температур t_3 , которые обеспечивают получение заданных температур t_2 . Строим кривую $t_{3\text{то}2}=f(t_2)$;

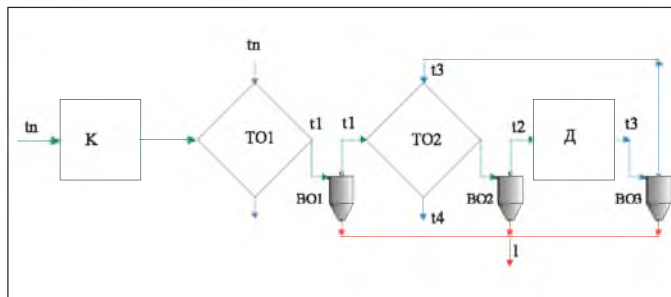


Рис. 1. Схема компрессорно-детандерного агрегата: K – компрессор, t_n – температура паровоздушной смеси на входе в компрессор, $ТО_1$ – холодильник компрессора, t_1 – температура ПВС после холодильника компрессора, $ВО_1$ – влагоотделитель после компрессорного холодильника, $ТО_2$ – низкотемпературный холодильник, t_2 – температура ПВС после низкотемпературного холодильника, $ВО_2$ – влагоотделитель после низкотемпературного холодильника, $Д$ – детандер, t_3 – температура ПВС после детандера, $ВО_3$ – влагоотделитель после детандера, t_4 – температура ПВС, выбрасываемой в атмосферу, 1 – магистраль слива конденсата

– задаем ряд значений температур t_2 для детандера, находим для каждой из них коэффициент адиабаты, количество конденсата и температуру t_3 . Строим кривую $t_{3к}=f(t_2)$;

– пересечение кривых $t_{3\text{то}2}=f(t_2)$ и $t_{3к}=f(t_2)$ дает расчетную рабочую точку системы «холодильник – детандер».

Построение кривой $t_{3\text{то}2}=f(t_2)$ потребных значений температур. Расчетная схема теплообменника $ТО_2$ приведена на рис. 2.

Уравнение теплового баланса низкотемпературного холодильника $ТО_2$ [3]. Тепловой поток Q_1 охлаждаемой ПВС на входе в теплообменник

$$Q_1 = C_B \cdot t_1 \cdot G + m_{\text{пл}} \cdot C_{\text{пл}} \cdot t_1, \quad (1)$$

где Q_1 – тепловой поток, поступающий в холодильник с ПВС; C_B , C_n – теплоемкости воздуха и пара соответственно; t_1 – температура потока; $m_{\text{пл}}$ – массовый расход пара в потоке; G – массовый расход воздуха.

Разделив правую и левую части уравнения (1) на массовый расход воздуха получим

$$I_1 = C_B \cdot t_1 + d_1 \cdot C_{\text{пл}} \cdot t_1, \quad (2)$$

где I_1 – удельное теплосодержание охлаждаемой ПВС на входе в $ТО_2$; d_1 – содержание продукта в ПВС, поступающей в теплообменник.

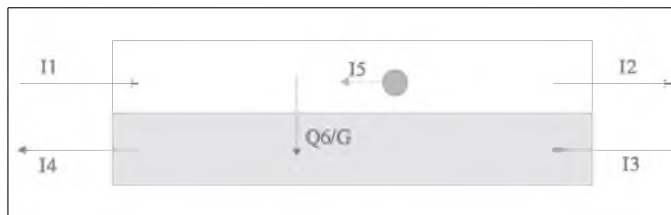


Рис. 2. Схема теплопередачи низкотемпературного $ТО_2$: I_1 – теплосодержание охлаждаемой ПВС на входе в $ТО_2$; I_2 – теплосодержание охлажденной ПВС на выходе из $ТО_2$; I_3 – теплосодержание охлаждающей ПВС на входе в $ТО_2$; I_4 – теплосодержание нагретой охлаждающей ПВС на выходе из $ТО_2$; I_5 – удельное тепло за счет конденсации пара; Q_5/G – удельный тепловой поток через стенку $ТО_2$

Под содержанием продукта d_1 понимаем отношение массового расхода пара к массовому расходу воздуха в ПВС.

Запишем удельные теплосодержания для теплообменника

$$\begin{aligned} I_1 &= C_B \cdot t_1 + d_1 \cdot C_{II} \cdot t_1, \\ I_2 &= C_B \cdot t_2 + d_2 \cdot C_{II} \cdot t_2, \\ I_3 &= C_B \cdot t_3 + d_3 \cdot C_{II} \cdot t_3, \\ I_4 &= C_B \cdot t_4 + d_3 \cdot C_{II} \cdot t_4, \\ I_5 &= r \cdot (d_1 - d_2). \end{aligned} \quad (3)$$

где: I_1 – удельное теплосодержание охлаждаемой паровоздушной смеси на входе в $ТО_2$; I_2 – удельное теплосодержание охлажденной паровоздушной смеси на выходе из $ТО_2$; I_3 – удельное теплосодержание охлаждающей паровоздушной смеси на входе в $ТО_2$; I_4 – удельное теплосодержание нагретой охлаждающей паровоздушной смеси на выходе из $ТО_2$; I_5 – удельное тепло конденсации пара; t_1 – температура смеси после холодильника $ТО_1$; t_2 – температура смеси после охлаждения в $ТО_2$; t_3 – температура смеси после детандера; t_4 – температура смеси, выбрасываемой в атмосферу; C_B – удельная теплоемкость воздуха; C_{II} – удельная теплоемкость пара; r – удельная теплота парообразования конденсата; d_1 – содержание продукта в паровоздушной смеси, поступающей в $ТО_2$ из $ТО_1$; d_2 – содержание продукта в паровоздушной смеси, поступающей в детандер из $ТО_2$; d_3 – содержание продукта в паровоздушной смеси, поступающей в $ТО_2$ из детандера.

Уравнение теплового баланса охлаждаемого потока ПВС

$$I_1 + I_5 - I_2 - \frac{Q}{G} = 0, \quad (4)$$

где: Q – тепловой поток через стенку теплообменника.

Уравнение теплового баланса нагреваемого потока

$$I_3 - I_4 + \frac{Q}{G} = 0. \quad (5)$$

Уравнение теплового баланса теплообменника получим, исключая Q/G из уравнений (4) и (5)

$$I_3 - I_4 + I_1 + I_5 - I_2 = 0. \quad (6)$$

Подставив значения теплосодержаний из (3) в уравнение (6), получим

$$\begin{aligned} C_B \cdot t_3 + d_3 \cdot C_{II} \cdot t_3 + C_B \cdot t_1 + d_1 \cdot C_{II} \cdot t_1 - C_B \cdot t_4 - \\ - d_3 \cdot C_{II} \cdot t_4 + r \cdot (d_1 - d_2) - C_B \cdot t_2 - d_2 \cdot C_{II} \cdot t_2 = 0 \end{aligned} \quad (7)$$

или

$$\begin{aligned} C_B \cdot t_3 + d_3 \cdot C_{II} \cdot t_3 - d_3 \cdot C_{II} \cdot t_4 = C_B \cdot t_4 - C_B \cdot t_1 - \\ - d_1 \cdot C_{II} \cdot t_1 - r \cdot (d_1 - d_2) + C_B \cdot t_2 + d_2 \cdot C_{II} \cdot t_2. \end{aligned} \quad (8)$$

Определим содержание продукта ПВС в различных точках системы «компрессор-детандер».

Давление пара в ПВС на входе в компрессор

$$p_{II} = c_{II} \cdot p_n, \quad (9)$$

где: p_n – давление паровоздушной смеси на входе в компрессор; c_{II} – объемное содержание пара в паровоздушной смеси; p_{II} – давление пара в паровоздушной смеси.

Давление насыщенного пара над поверхностью конденсата [4, 5]

$$p_s = a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t), \quad (10)$$

где p_s – давление насыщенного пара над поверхностью конденсата; $a_1 = 76740$, Па – давление насыщенного пара конденсата при $t = 0$ °C; $b_1 = 0,031$ – коэффициент; t – температура конденсата.

Содержание продукта исходной паровоздушной смеси при атмосферном давлении p_n , температуре окружающей среды t_n и объемной концентрации пара c_{II}

$$d_n = A \cdot \frac{p_n \cdot c_{II}}{p_n - p_n \cdot c_{II}}, \quad (11)$$

где $A = \mu_{II} / \mu_B$ – коэффициент; μ_{II} – мольная масса пара; μ_B – мольная масса воздуха.

После сжатия ПВС компрессором в ϵ_1 раз и воздушного охлаждения в $ТО_1$ температура t_1 равна температуре наружного воздуха плюс недоохлаждение Δ .

$$t_1 = t_n + \Delta. \quad (12)$$

Содержание продукта в паровоздушной смеси после $ТО_1$

$$d_k = A \cdot \frac{a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t_1)}{p_n \cdot \epsilon_1 - a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t_1)} \quad (13)$$

Если в $ТО_1$ происходит конденсация компонентов, то давление пара в ПВС после $ТО_1$ равно давлению насыщенного пара. Если конденсации компонентов не происходит, то давление пара в ПВС после $ТО_1$ равно давлению сжатого пара. Содержание продукта на выходе $ТО_1$ равно d_k при наличии конденсации или d_n при ее отсутствии.

Тогда содержание продукта d_1 в паровоздушной смеси на входе в $ТО_2$ будет определяться зависимостью

$$d_1 = \text{if}(d_{II} > d_k, d_k, d_n). \quad (14)$$

Содержание продукта d_2 на выходе из $ТО_2$ в сжатой ПВС при температуре t_2

$$d_2 = A \cdot \frac{a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t_2)}{p_n \cdot \epsilon_1 - a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t_2)} \quad (15)$$

Содержание продукта d_3 ПВС на выходе из детандера при расширении ϵ_2 и температуре t_3

$$d_3 = A \cdot \frac{a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t_3)}{p_n \cdot \epsilon_2 - a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t_3)} \quad (16)$$

Для нахождения зависимости $t_3 = f(t_2)$ обозначим правую часть уравнения (8) буквой B

$$\begin{aligned} B = C_B \cdot t_4 - C_B \cdot t_1 - d_1 \cdot C_{II} \cdot t_1 - \\ - r \cdot (d_1 - d_2) + C_B \cdot t_2 + d_2 \cdot C_{II} \cdot t_2. \end{aligned} \quad (17)$$

Температуру t_4 определяем как

$$t_4 = t_{II} - \Delta_1. \quad (18)$$

Величина недогрева Δ_1 ПВС в $ТО_2$ задается, исходя из практических соображений. Тогда уравнение (8) запишется в виде

$$C_B \cdot t_3 + A \cdot \frac{a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t_3)}{p_n \cdot \epsilon_2 - a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t_3)} \cdot (C_{II} \cdot t_3 - C_{II} \cdot t_4) - B = 0. \quad (19)$$

Уравнение (19) решаем при помощи функции «root» в среде «MathCAD»

$$f(t_3) = [C_B \cdot t_3 + A \cdot \frac{a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t_3)}{p_n \cdot \varepsilon_2 - a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t_3)} \cdot (C_{II} \cdot t_3 - C_{II} \cdot t_4) - B]. \quad (20)$$

Зададимся точкой начала решения $t_3 = -50^\circ\text{C}$.

$$t_3 = \text{root}(f(t_3), t_3) \quad t_3 = -50^\circ\text{C}. \quad (21)$$

Зависимости $t_3=f(t_2)$ при различных начальных значениях c_{II} и ε_1 представлены в табл. 1 - 6. Функции $t_3=f(t_2)$ аппроксимированы квадратичными полиномами от t_2 .

Определение зависимости $t_3=f(t_2)$ для детандера. Паровоздушная смесь из теплообменника ТО_2 поступает в детандер. Параметры ПВС после теплообменника ТО_2 зависят от температуры на выходе теплообменника ТО_2 и состава ПВС, поступающей в компрессор.

При расширении в детандере температура ПВС снижается. В случае конденсации паров в детандере выделяется теплота конденсации, и температура ПВС повышается. Определим температуру ПВС после ее расширения в детандере. Считаем, что все тепло, выделяющееся при конденсации компонентов, идет на

Таблица 1. Зависимость $t_3=f(t_2)$ при $c_{II}=0.44$, $\varepsilon_1=6$

$d_n=1.65, t_n=20^\circ\text{C}, \varepsilon_1=6, \varepsilon_2=2, c_{II}=0.44, \Delta_1=5^\circ\text{C}, \Delta=8^\circ\text{C}, C_B=1, C_{II}=1.97, r=262, R_{cm}=139$						
t_2	5	10	15	20	25	
t_3	-195	-165	-126	-69.2	5.03	
d_1	0.903	0.903	0.903	0.903	0.903	
d_2	0.363	0.437	0.528	0.644	0.793	
d_3	0.002	0.005	0.016	0.097	1.668	
C_{Bi}	0.002	0.006	0.019	0.11	1.1	
$t_3=f(t_2)$	$t_3 = -205.66 + 0.809 \cdot t_2 + 0.304 \cdot t_2^2$					

Таблица 2. Зависимость $t_3=f(t_2)$ при $c_{II}=0.44$, $\varepsilon_1=8$

$d_n=1.65, t_n=20^\circ\text{C}, \varepsilon_1=8, \varepsilon_2=2, c_{II}=0.44, \Delta_1=5^\circ\text{C}, \Delta=8^\circ\text{C}, C_B=1, C_{II}=1.97, r=262, R_{cm}=139$						
t_2	-10	-5	0	5	10	15
t_3	-178	-164	-147	-127	-101	-66
d_1	0.612	0.612	0.612	0.612	0.612	0.612
d_2	0.157	0.185	0.22	0.261	0.311	0.373
d_3	0.003	0.005	0.008	0.016	0.035	0.108
C_{Bi}	0.004	0.006	0.010	0.019	0.041	0.121
$t_3=f(t_2)$	$t_3 = -148.2 + 3.891 \cdot t_2 + 0.101 \cdot t_2^2$					

Таблица 3. Зависимость $t_3=f(t_2)$ при $c_{II}=0.2$, $\varepsilon_1=6$

$d_n=0.525, t_n=10^\circ\text{C}, \varepsilon_1=6, \varepsilon_2=2, c_{II}=0.2, \Delta_1=5^\circ\text{C}, \Delta=8^\circ\text{C}, C_B=1, C_{II}=1.97, r=262, R_{cm}=139$						
t_2	-20	-15	-10	-5	0	5
t_3	-153	-139	-123	-103	-78	-44
d_1	0.525	0.525	0.525	0.525	0.525	0.525
d_2	0.153	0.181	0.214	0.255	0.303	0.363
d_3	0.007	0.011	0.018	0.033	0.074	0.228
C_{Bi}	0.008	0.013	0.022	0.04	0.088	0.253
$t_3=f(t_2)$	$t_3 = -76.229 + 5.731 \cdot t_2 + 0.097 \cdot t_2^2$					

Таблица 4. Зависимость $t_3=f(t_2)$ при $c_{II}=0.2$, $\varepsilon_1=8$

$d_n=0.525, t_n=10^\circ\text{C}, \varepsilon_1=8, \varepsilon_2=2, c_{II}=0.2, \Delta_1=5^\circ\text{C}, \Delta=8^\circ\text{C}, C_B=1, C_{II}=1.97, r=262, R_{cm}=139$						
t_2	-30	-25	-20	-15	-10	-5
t_3	-148	-138	-128	-116	-102	-85
d_1	0.416	0.416	0.416	0.416	0.416	0.416
d_2	0.082	0.096	0.113	0.133	0.157	0.185
d_3	0.008	0.011	0.015	0.022	0.035	0.059
C_{Bi}	0.01	0.013	0.019	0.027	0.042	0.071
$t_3=f(t_2)$	$t_3 = -64.071 + 4.179 \cdot t_2 + 0.047 \cdot t_2^2$					

Таблица 5. Зависимость $t_3=f(t_2)$ при $c_{II}=0.07$, $\varepsilon_1=6$

$d_n=0.158, t_n=-10^\circ\text{C}, \varepsilon_1=6, \varepsilon_2=2, c_{II}=0.07, \Delta_1=5^\circ\text{C}, \Delta=8^\circ\text{C}, C_B=1, C_{II}=1.97, r=262, R_{cm}=139$						
t_2	-80	-75	-70	-65	-60	-55
t_3	-128	-122	-116	-109	-102	-94
d_1	0.158	0.158	0.158	0.158	0.158	0.158
d_2	0.022	0.026	0.031	0.036	0.042	0.049
d_3	0.015	0.018	0.022	0.028	0.034	0.044
C_{Bi}	0.02	0.024	0.029	0.036	0.045	0.056
$t_3=f(t_2)$	$t_3 = 10.76 + 2.307 \cdot t_2 + 0.007143 \cdot t_2^2$					

Таблица 6. Зависимость $t_3=f(t_2)$ при $c_{II}=0.07$, $\varepsilon_1=8$

$d_n=0.158, t_n=-10^\circ\text{C}, \varepsilon_1=8, \varepsilon_2=2, c_{II}=0.07, \Delta_1=5^\circ\text{C}, \Delta=8^\circ\text{C}, C_B=1, C_{II}=1.97, r=262, R_{cm}=139$						
t_2	-90	-85	-80	-75	-70	-65
t_3	-140	-135	-129	-123	-116	-110
d_1	0.158	0.158	0.158	0.158	0.158	0.158
d_2	0.012	0.014	0.017	0.02	0.023	0.027
d_3	0.01	0.012	0.015	0.018	0.022	0.026
C_{Bi}	0.014	0.016	0.019	0.023	0.028	0.034
$t_3=f(t_2)$	$t_3 = 6.971 + 2.214 \cdot t_2 + 0.006429 \cdot t_2^2$					

повышение температуры ПВС, поступившей на конденсацию. Тогда температура в процессе расширения смеси в детандере

$$t_3 + 273 = (t_2 + 273 + \Delta_1) \cdot \left(\frac{\varepsilon_2}{\varepsilon_1}\right)^{\frac{k_d - 1}{k_d}}, \quad (22)$$

где: t_2 – температура ПВС на входе в детандер; t_3 – температура ПВС на выходе из детандера; Δt – повышение температуры на входе за счет тепла конденсации; ε_1 – коэффициент сжатия компрессора; ε_2 – коэффициент расширения детандера; k_d – коэффициент адиабаты ПВС, поступающей в детандер.

Нагрев Δt ПВС за счет тепла конденсации на входе в детандер найдем из уравнения

$$C_B \cdot \Delta_1 + C_{II} \cdot d_2 \cdot \Delta_1 = (d_2 - d_3) \cdot r. \quad (23)$$

Откуда

$$\Delta_1 = \frac{(d_2 - d_3) \cdot r}{C_B + C_{II} \cdot d_2} \quad (24)$$

Подставив в уравнение (22) значения соответствующих величин, получим

$$t_3 + 273 = [t_2 + 273 + \frac{(d_2 - A \cdot \frac{a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t_3)}{p_n \cdot \varepsilon_2 - a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t_3)}) \cdot r}{C_B + C_{II} \cdot d_2}] \cdot (\frac{\varepsilon_1}{\varepsilon_2})^{\frac{k_2-1}{k_2}} \quad (25)$$

Или

$$t_3 + 273 - [t_2 + 273 + \frac{(d_2 - A \cdot \frac{a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t_3)}{p_n \cdot \varepsilon_2 - a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t_3)}) \cdot r}{C_B + C_{II} \cdot d_2}] \cdot (\frac{\varepsilon_1}{\varepsilon_2})^{\frac{k_2-1}{k_2}} = 0 \quad (26)$$

В уравнении (26) масса сконденсированного пара определяется как разность содержаний продукта на входе и выходе детандера. Содержание продукта зависит от температуры (давления насыщенного пара) и давления смеси. При некоторых условиях может оказаться, что содержание продукта на выходе детандера может быть больше его содержания на входе. В этом случае конденсация в детандере не происходит. Поэтому в уравнение определения массы сконденсированного пара необходимо ввести условие конденсации в виде

$$\text{if}(d_2 - d_3 > 0, d_2 - d_3, 0) \quad (27)$$

Или в развернутом виде

$$\text{if}(d_2 - A \cdot \frac{a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t_3)}{p_n \cdot \varepsilon_2 - a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t_3)} > 0, d_2 - A \cdot \frac{a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t_3)}{p_n \cdot \varepsilon_2 - a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t_3)}, 0) \quad (28)$$

Если $d_2 - d_3 > 0$, то массу сконденсированного продукта определим как $d_2 - d_3$, в противном случае масса сконденсированного продукта равна 0.

Решив уравнение (25), найдем значение температуры t_3 на выходе из детандера. Задавая ряд значений температуры ПВС t_2 на входе в детандер, найдем соответствующий ряд значений температуры ПВС t_3 на выходе из детандера.

Определим параметры ПВС на входе в детандер. Содержание продукта d_2 в ПВС на входе в детандер определяется по формуле (15). При известном содержании продукта d_2 массовая доля воздуха в смеси β_B и массовая доля паров в смеси β_{II}

$$\beta_B = \frac{1}{1 + d_2}, \quad \beta_{II} = \frac{d_2}{1 + d_2} \quad (29)$$

Теплоемкость смеси C_{CM} определится как

$$C_{CM} = C_{II} \cdot \beta_{II} + C_B \cdot \beta_B \quad (30)$$

Газовая постоянная смеси R_{CM} равна

$$R_{CM} = R_{II} \cdot \beta_{II} + R_B \cdot \beta_B \quad (31)$$

где R_{II} – газовая постоянная пара в ПВС; R_B – газовая постоянная воздуха.

Коэффициент адиабаты

$$k_d = \frac{C_{CM}}{C_{CM} - \frac{R_B}{1000}} \quad (32)$$

Уравнение (28) решаем при помощи функции «root» в среде «MathCAD»

$$f_1(t_3) = t_3 + 273 - [t_2 + 273 +$$

$$+ \frac{\text{if}(d_2 - A \cdot \frac{a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t_3)}{p_n \cdot \varepsilon_2 - a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t_3)} > 0, d_2 - A \cdot \frac{a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t_3)}{p_n \cdot \varepsilon_2 - a_1 \cdot \exp(b_1 \cdot t_3)}, 0) \cdot r}{C_B + C_{II} \cdot d_2}] \cdot (\frac{\varepsilon_1}{\varepsilon_2})^{\frac{k_2-1}{k_2}} \quad (33)$$

Зададимся точкой начала решения $t_{d3} = -50^\circ\text{C}$.

$$t_{d3} = \text{root}(f_1(t_3), t_3) \quad (34)$$

Зависимости $t_{d3} = f(t_2)$ для различных начальных значений c_{II} и ε_1 представлены в табл. 7 - 19. Функции $t_{d3} = f(t_2)$ аппроксимированы квадратичными полиномами от t_2 .

Параметры процесса для богатой смеси

Таблица 7. Параметры смеси в детандере и зависимость $t_{d3} = f(t_2)$ при $c_{II} = 0.44$, $\varepsilon_1 = 16$, $\varepsilon_2 = 2$

	$d_n = 1.65$, $t_n = 20^\circ\text{C}$, $\varepsilon_1 = 6$, $\varepsilon_2 = 2$, $c_{II} = 0.44$, $\Delta_1 = 5^\circ\text{C}$, $\Delta = 8^\circ\text{C}$, $C_B = 1$, $C_{II} = 1.97$, $r = 262$, $R_{CM} = 1$						
t_2	-30	-25	-20	-15	-10	-5	0
t_3	-133	-128	-124	-119	-114	-109	-103
d_1	0.268	0.268	0.268	0.268	0.268	0.268	0.268
d_2	0.04	0.047	0.055	0.065	0.076	0.089	0.105
d_3	0.013	0.015	0.017	0.02	0.023	0.028	0.033
C_{Bi}	0.015	0.018	0.02	0.023	0.027	0.032	0.038
$t_{d3} = f(t_2)$	$t_{d30} = -103.19 + 1.129 \cdot t_2 + 4.762 \cdot 10^{-3} \cdot t_2^2$						

Таблица 8. Параметры смеси в детандере и зависимость $t_{d3} = f(t_2)$ при $c_{II} = 0.44$, $\varepsilon_1 = 6$, $\varepsilon_2 = 2$

	$d_n = 1.65$, $t_n = 20^\circ\text{C}$, $\varepsilon_1 = 6$, $\varepsilon_2 = 2$, $c_{II} = 0.44$, $\Delta_1 = 5^\circ\text{C}$, $\Delta = 8^\circ\text{C}$, $C_B = 1$, $C_{II} = 1.97$, $r = 262$, $R_{CM} = 1$						
t_2	0	5	10	15	20	25	
t_3	-45	-38.6	-32.2	-26	-19.8	-13.7	
d_1	0.903	0.903	0.903	0.903	0.903	0.903	
d_2	0.305	0.365	0.438	0.53	0.646	0.796	
d_3	0.219	0.273	0.341	0.43	0.545	0.695	
C_{Bi}	0.234	0.285	0.347	0.421	0.511	0.617	
$t_{d3} = f(t_2)$	$t_{d31} = -45.004 + 1.293 \cdot t_2 - 1.643 \cdot 10^{-3} \cdot t_2^2$						

Таблица 9. Параметры смеси в детандере и зависимость $t_{d3} = f(t_2)$ при $c_{II} = 0.44$, $\varepsilon_1 = 6$, $\varepsilon_2 = 1$

	$d_n = 1.65$, $t_n = 20^\circ\text{C}$, $\varepsilon_1 = 6$, $\varepsilon_2 = 2$, $c_{II} = 0.44$, $\Delta_1 = 5^\circ\text{C}$, $\Delta = 8^\circ\text{C}$, $C_B = 1$, $C_{II} = 1.97$, $r = 262$, $R_{CM} = 139$						
t_2	0	5	10	15	20	25	
t_3	-72.1	-65.1	-58	-51	-44.1	-37.4	
d_1	0.903	0.903	0.903	0.903	0.903	0.903	
d_2	0.305	0.365	0.438	0.53	0.646	0.796	
d_3	0.186	0.236	0.302	0.389	0.504	0.656	
C_{Bi}	0.209	0.251	0.312	0.387	0.48	0.591	
$t_{d3} = f(t_2)$	$t_{d31} = -72.146 + 1.432 \cdot t_2 - 1.643 \cdot 10^{-3} \cdot t_2^2$						

Таблица 10. Параметры смеси в детандере и зависимость $t_{d3}=f(t_2)$ при $c_{II}=0.44$, $\varepsilon_1=8$, $\varepsilon_2=2$

$d_n=1.65$, $t_n=20^\circ\text{C}$, $\varepsilon_1=8$, $\varepsilon_2=2$, $c_{II}=0.44$, $\Delta_1=5^\circ\text{C}$, $\Delta=8^\circ\text{C}$, $C_B=1$, $C_{II}=1.97$, $r=262$, $R_{CM}=139$								
t_2	- 10	- 5	0	5	10	15	20	25
t_3	- 74	- 68	- 61	- 54.2	- 47.4	- 40.6	- 34	- 27
d_1	0.612	0.612	0.612	0.612	0.612	0.612	0.612	0.612
d_2	0.157	0.185	0.22	0.261	0.312	0.373	0.45	0.55
d_3	0.084	0.103	0.128	0.16	0.201	0.254	0.323	0.41
C_{Bi}	0.095	0.116	0.142	0.175	0.217	0.268	0.331	0.41
$t_{d3}=f(t_2)$	$t_{d3} = -60.968 + 1.336 \cdot t_2 - 9.048 \cdot 10^{-3} \cdot t_2^2$							

Таблица 11. Параметры смеси в детандере и зависимость $t_{d3}=f(t_2)$ при $c_{II}=0.44$, $\varepsilon_1=8$, $\varepsilon_2=1$

$d_n=1.65$, $t_n=20^\circ\text{C}$, $\varepsilon_1=8$, $\varepsilon_2=1$, $c_{II}=0.44$, $\Delta_1=5^\circ\text{C}$, $\Delta=8^\circ\text{C}$, $C_B=1$, $C_{II}=1.97$, $r=262$, $R_{CM}=139$								
t_2	- 10	- 5	0	5	10	15	20	25
t_3	- 103	- 96.1	- 89.1	- 82	- 74.6	- 67.1	- 59.6	- 52
d_1	0.612	0.612	0.612	0.612	0.612	0.612	0.612	0.612
d_2	0.157	0.185	0.22	0.261	0.312	0.373	0.45	0.55
d_3	0.068	0.085	0.106	0.134	0.171	0.22	0.286	0.37
C_{Bi}	0.078	0.096	0.119	0.149	0.187	0.235	0.297	0.38
$t_{d3}=f(t_2)$	$t_{d3} = -89.077 + 1.42 \cdot t_2 - 2.595 \cdot 10^{-3} \cdot t_2^2$							

Параметры процесса для средней смеси

Таблица 12. Параметры смеси в детандере и зависимость $t_{d3}=f(t_2)$ при $c_{II}=0.2$, $\varepsilon_1=6$, $\varepsilon_2=2$

$d_n=0.525$, $t_n=10^\circ\text{C}$, $\varepsilon_1=6$, $\varepsilon_2=2$, $c_{II}=0.2$, $\Delta_1=5^\circ\text{C}$, $\Delta=8^\circ\text{C}$, $C_B=1$, $C_{II}=1.97$, $r=262$, $R_{CM}=139$								
t_2	- 20	- 15	- 10	- 5	0	5	10	
t_3	- 70	- 63.8	- 57.6	- 51.3	- 45	- 38.6	- 32.2	
d_1	0.525	0.525	0.525	0.525	0.525	0.525	0.525	0.525
d_2	0.153	0.181	0.214	0.255	0.305	0.365	0.438	
d_3	0.095	0.116	0.143	0.176	0.219	0.273	0.341	
C_{Bi}	0.112	0.135	0.164	0.199	0.242	0.295	0.359	
$t_{d3}=f(t_2)$	$t_{d3} = -44.986 + 1.27 \cdot t_2 - 9.524 \cdot 10^{-3} \cdot t_2^2$							

Таблица 13. Параметры смеси в детандере и зависимость $t_{d3}=f(t_2)$ при $c_{II}=0.2$, $\varepsilon_1=6$, $\varepsilon_2=1$

$d_n=0.525$, $t_n=10^\circ\text{C}$, $\varepsilon_1=6$, $\varepsilon_2=1$, $c_{II}=0.2$, $\Delta_1=5^\circ\text{C}$, $\Delta=8^\circ\text{C}$, $C_B=1$, $C_{II}=1.97$, $r=262$, $R_{CM}=139$								
t_2	- 20	- 15	- 10	- 5	0	5	10	
t_3	- 99	- 95.5	- 86	- 79.1	- 72.1	- 65.1	- 58	
d_1	0.525	0.525	0.525	0.525	0.525	0.525	0.525	0.525
d_2	0.153	0.181	0.214	0.255	0.305	0.365	0.438	
d_3	0.077	0.095	0.118	0.147	0.186	0.236	0.302	
C_{Bi}	0.091	0.111	0.136	0.168	0.209	0.26	0.323	
$t_{d3}=f(t_2)$	$t_{d3} = -72.4 + 1.439 \cdot t_2 - 2.714 \cdot 10^{-3} \cdot t_2^2$							

Таблица 14. Параметры смеси в детандере и зависимость $t_{d3}=f(t_2)$ при $c_{II}=0.2$, $\varepsilon_1=8$, $\varepsilon_2=2$

$d_n=0.525$, $t_n=10^\circ\text{C}$, $\varepsilon_1=8$, $\varepsilon_2=2$, $c_{II}=0.2$, $\Delta_1=5^\circ\text{C}$, $\Delta=8^\circ\text{C}$, $C_B=1$, $C_{II}=1.97$, $r=262$, $R_{CM}=139$								
t_2	- 30	- 25	- 20	- 15	- 10	- 5	0	
t_3	- 97.4	- 91.9	- 86.2	- 80.2	- 74	- 67.6	- 61	
d_1	0.416	0.416	0.416	0.416	0.416	0.416	0.416	0.416
d_2	0.082	0.096	0.113	0.133	0.157	0.185	0.22	
d_3	0.04	0.047	0.057	0.069	0.084	0.103	0.128	
C_{Bi}	0.048	0.056	0.067	0.081	0.098	0.12	0.147	
$t_{d3}=f(t_2)$	$t_{d3} = -60.983 + 1.349 \cdot t_2 + 4.476 \cdot 10^{-3} \cdot t_2^2$							

Таблица 15. Параметры смеси в детандере и зависимость $t_{d3}=f(t_2)$ $c_{II}=0.2$, $\epsilon_1=8$, $\epsilon_2=1$

$d_n=0.525$, $t_n=10^\circ\text{C}$, $\epsilon_1=8$, $\epsilon_2=2$, $c_{II}=0.2$, $\Delta_1=5^\circ\text{C}$, $\Delta=8^\circ\text{C}$, $C_B=1$, $C_{II}=1.97$, $r=262$, $R_{CM}=139$								
t_2	- 30	- 25	- 20	- 15	- 10	- 5	0	
t_3	- 126	- 121	- 115	- 109	- 103	- 96.1	- 89.1	
d_1	0.416	0.416	0.416	0.416	0.416	0.416	0.416	0.416
d_2	0.082	0.096	0.113	0.133	0.157	0.185	0.22	
d_3	0.033	0.039	0.046	0.056	0.068	0.085	0.106	
C_{Bi}	0.04	0.047	0.055	0.067	0.081	0.099	0.123	
$t_{d3}=f(t_2)$	$t_{d3} = - 89.112 + 1.439 \cdot t_2 + 6.905 \cdot 10^{-3} \cdot t_2^2$							

Параметры процесса для бедной смеси

Таблица 16. Параметры смеси в детандере и зависимость $t_{d3}=f(t_2)$ $c_{II}=0.07$, $\epsilon_1=6$, $\epsilon_2=2$

$d_n=0.158$, $t_n=-10^\circ\text{C}$, $\epsilon_1=6$, $\epsilon_2=2$, $c_{II}=0.07$, $\Delta_1=5^\circ\text{C}$, $\Delta=8^\circ\text{C}$, $C_B=1$, $C_{II}=1.97$, $r=262$, $R_{CM}=139$								
t_2	- 25	- 20	- 15	- 10	- 5	0	5	10
t_3	- 75.9	- 70	- 63.8	- 57.6	- 51.3	- 45	- 38.6	- 32.2
d_1	0.158	0.158	0.158	0.158	0.158	0.158	0.158	0.158
d_2	0.13	0.153	0.181	0.214	0.255	0.305	0.365	0.438
d_3	0.079	0.095	0.116	0.143	0.176	0.219	0.273	0.341
C_{Bi}	0.1	0.12	0.145	0.174	0.214	0.26	0.317	0.386
$t_{d3}=f(t_2)$	$t_{d3} = - 45.014 + 1.271 \cdot t_2 + 1.333 \cdot 10^{-3} \cdot t_2^2$							

Таблица 17. Параметры смеси в детандере и зависимость $t_{d3}=f(t_2)$ $c_{II}=0.07$, $\epsilon_1=6$, $\epsilon_2=1$

$d_n=0.158$, $t_n=-10^\circ\text{C}$, $\epsilon_1=6$, $\epsilon_2=1$, $c_{II}=0.07$, $\Delta_1=5^\circ\text{C}$, $\Delta=8^\circ\text{C}$, $C_B=1$, $C_{II}=1.97$, $r=262$, $R_{CM}=139$								
t_2	- 25	- 20	- 15	- 10	- 5	0	5	10
t_3	- 105	- 99	- 92.5	- 86	- 79.1	- 72.1	- 65.1	- 58
d_1	0.158	0.158	0.158	0.158	0.158	0.158	0.158	0.158
d_2	0.13	0.153	0.181	0.215	0.256	0.305	0.365	0.438
d_3	0.064	0.077	0.095	0.118	0.147	0.186	0.236	0.302
C_{Bi}	0.081	0.098	0.119	0.147	0.181	0.225	0.279	0.348
$t_{d3}=f(t_2)$	$t_{d3} = - 45.014 + 1.271 \cdot t_2 + 1.333 \cdot 10^{-3} \cdot t_2^2$							

Таблица 18. Параметры смеси в детандере и зависимость $t_{d3}=f(t_2)$ $c_{II}=0.07$, $\epsilon_1=8$, $\epsilon_2=2$

$d_n=0.158$, $t_n=-10^\circ\text{C}$, $\epsilon_1=6$, $\epsilon_2=2$, $c_{II}=0.07$, $\Delta_1=5^\circ\text{C}$, $\Delta=8^\circ\text{C}$, $C_B=1$, $C_{II}=1.97$, $r=262$, $R_{CM}=139$								
t_2	- 25	- 20	- 15	- 10	- 5	0	5	10
t_3	- 92	- 86.2	- 80.2	- 74	- 67.6	- 61	- 54.2	- 47.4
d_1	0.158	0.158	0.158	0.158	0.158	0.158	0.158	0.158
d_2	0.096	0.113	0.133	0.157	0.186	0.22	0.262	0.312
d_3	0.047	0.057	0.069	0.084	0.103	0.128	0.16	0.201
C_{Bi}	0.061	0.073	0.087	0.106	0.129	0.159	0.195	0.241
$t_{d3}=f(t_2)$	$t_{d3} = - 61.025 + 1.332 \cdot t_2 + 3.667 \cdot 10^{-3} \cdot t_2^2$							

Таблица 19. Параметры смеси в детандере и зависимость $t_{d3}=f(t_2)$ $c_{II}=0.07$, $\epsilon_1=8$, $\epsilon_2=1$

$d_n=0.158$, $t_n=-10^\circ\text{C}$, $\epsilon_1=6$, $\epsilon_2=1$, $c_{II}=0.07$, $\Delta_1=5^\circ\text{C}$, $\Delta=8^\circ\text{C}$, $C_B=1$, $C_{II}=1.97$, $r=262$, $R_{CM}=139$								
t_2	- 25	- 20	- 15	- 10	- 5	0	5	10
t_3	- 121	- 115	- 109	- 103	- 96.1	- 89.1	- 82	- 74.6
d_1	0.158	0.158	0.158	0.158	0.158	0.158	0.158	0.158
d_2	0.096	0.113	0.133	0.157	0.186	0.22	0.262	0.312
d_3	0.039	0.046	0.056	0.068	0.085	0.106	0.134	0.171
C_{Bi}	0.05	0.06	0.072	0.087	0.107	0.132	0.165	0.208
$t_{d3}=f(t_2)$	$t_{d3} = - 89.211 + 1.409 \cdot t_2 + 5.619 \cdot 10^{-3} \cdot t_2^2$							

Рабочая точка совместной работы системы «низкотемпературный теплообменник ТО₂ – детандер» находится на пересечении кривых $t_3=f(t_2)$ для ТО₂ и $t_{d3}=f(t_2)$ для детандера. Найдем рабочую точку системы при условиях $\varepsilon_1=6$, $c_{II}=0.44$, $t_n=20^\circ\text{C}$.

Аппроксимированная зависимость $t_{31}(t_2)$ для ТО₂, взятая из табл. 1 для богатой смеси $\varepsilon_1=6$, $c_{II}=0.44$, имеет вид

$$t_{31}(t_2) = -205.66 + 0.809 \cdot t_2 + 0.304 \cdot t_2^2. \quad (35)$$

Аппроксимированная зависимость $t_{d31}(t_2)$ для детандера, взятая из табл. 8 для богатой смеси с $\varepsilon_1=6$, $\varepsilon_2=2$, $c_{II}=0.44$ имеет вид

$$t_{d31}(t_2) = -45.004 + 1.293 \cdot t_2 - 1.643 \cdot 10^{-3} \cdot t_2^2. \quad (36)$$

Аппроксимированная зависимость $t_{d32}(t_2)$ для детандера, взятая из табл. 9 для богатой смеси с $\varepsilon_1=6$, $\varepsilon_2=1$, $c_{II}=0.44$, имеет вид

$$t_{d32}(t_2) = -72.146 + 1.432 \cdot t_2 - 1.643 \cdot 10^{-3} \cdot t_2^2 \quad (37)$$

Пересечение этих кривых дают рабочие точки системы «ТО₂-детандер».

Для получения рабочей точки системы «ТО₂ – детандер» при условиях $\varepsilon_1=6$, $\varepsilon_2=2$, $c_{II}=0.44$ определим t_2 из решения уравнений (35) и (36)

$$\begin{aligned} -205.66 + 0.809 \cdot t_2 + 0.304 \cdot t_2^2 = \\ = -45.004 + 1.293 \cdot t_2 - 1.643 \cdot 10^{-3} \cdot t_2^2. \end{aligned} \quad (38)$$

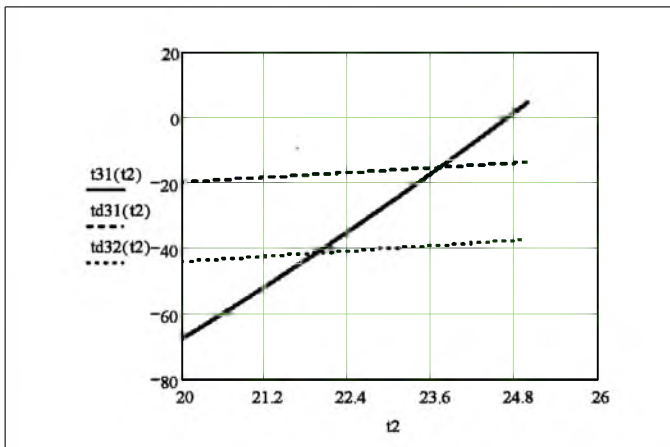


Рис. 3. Зависимости $t_3(t_2)$ теплообменника ТО₂ при $\varepsilon_1=6$, для $c_{II}=0.44$, и уравнений $t_{d31}(t_2)$ детандера для коэффициентов расширения $\varepsilon_2=2$, $\varepsilon_2=1$ соответственно

Решением является $t_2=23,732$, $t_{31}(t_2)= -15,244^\circ\text{C}$.

Таким образом, из ТО₂ в детандер подается паровоздушная смесь с температурой $t_2 = 23,732$, которая расширяется в детандере с коэффициентом $\varepsilon_2=2$ и охлаждается до температуры $t_3=-15,244^\circ\text{C}$. ПВС с температурой t_3 из детандера поступает в ТО₂, обеспечивая охлаждение через него, проходящей через него, до температуры t_2 . Рабочая точка определена и является единственной.

Для получения рабочей точки системы «ТО₂ – детандер» для условий $\varepsilon_1=6$, $\varepsilon_2=1$, $c_{II}=0.44$ определим t_2 из решения уравнений (35) и (37)

$$\begin{aligned} -205.66 + 0.809 \cdot t_2 + 0.304 \cdot t_2^2 = \\ = -72.146 + 1.432 \cdot t_2 - 1.643 \cdot 10^{-3} \cdot t_2^2. \end{aligned} \quad (39)$$

Решением является $t_2=21,944$, $t_3(t_2)= -41.513^\circ\text{C}$.

Таким образом, из ТО₂ ПВС с температурой t_2 расширяется с коэффициентом $\varepsilon_2=1$, в детандере, охлаждаясь до температуры t_3 . ПВС с температурой t_3 из детандера поступает в ТО₂, обеспечивая охлаждение проходящей через него ПВС до температуры t_2 . Рабочая точка определена и является единственной.

Параметры рабочих точек системы «ТО₂ – детандер» для ПВС с различными параметрами, параметры рабочих точек системы «ТО₂ – детандер» для давления после компрессора 1,6 МПа, при давлении на выходе детандера 0,2 МПа, а также коэффициенты эффективности конденсации паров в элементах компрессорно-детандерной установки приведены в табл. 20 – 24.

Дополнительно определим коэффициенты эффективности конденсации паров в элементах компрессорно-детандерной установки: ξ_1 – коэффициент эффективности конденсации паров в компрессорном теплообменнике ТО₁

$$\xi_1 = \frac{d_H - d_1}{d_H}, \quad (40)$$

где: ξ_2 – коэффициент эффективности конденсации паров в холодном теплообменнике ТО₂.

$$\xi_2 = \frac{d_1 - d_2}{d_H}, \quad (41)$$

где: ξ_3 – коэффициент эффективности конденсации паров в детандере.

$$\xi_3 = \frac{d_2 - d_3}{d_H}, \quad (42)$$

где: ξ_y – коэффициент эффективности конденсации паров в установке.

Таблица 20. Параметры рабочих точек системы «ТО₂ – детандер» для смесей с различными параметрами

	$C_{II} = 0.44, t_n = 20^\circ\text{C}$				$C_{II} = 0.2, t_n = 10^\circ\text{C}$				$C_{II} = 0.07, t_n = -10^\circ\text{C}$			
	6		8		6		8		6		8	
d_n	1.65				0.525				0.158			
ε_1	6		8		6		8		6		8	
d_1	0.903		0.612		0.525		0.416		0.158		0.158	
ε_2	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1
t_2	23.7	21.9	19.3	14.8	6.2	0.87	1.074	-10.9	-106	-129.0	-120	-139
t_3	-15.2	-42	-35.6	-68.7	-37.2	-71.2	-59.5	-104	-165	-196.6	-177	-200
d_2	0.754	0.25	0.438	0.371	0.38	0.314	0.229	0.153	0.01	0.005	0.005	0.003
d_3	0.652	0.56	0.303	0.1	0.286	0.192	0.134	0.066	0.005	0.0036	0.003	0.003
C_{Bi}	0.587	0.26	0.313	0.112	0.308	0.215	0.154	0.075	0.006	0.0047	0.0043	0.003

$$\xi_y = \frac{d_H - d_3}{d_H} \quad (43)$$

Эффективность конденсации богатой смеси при давлениях компрессора 0,6; 0,8; 1,6 МПа и расширении в детандере до 0,12 МПа.

При давлении компрессора 0,6 и расширении в детандере до 0,2 МПа эффективность конденсации агрегата низкая – 60%. Конденсация происходит в ТО₁ – 45%. ТО₂ и детандер дают суммарную конденсацию около 15%. Эффективность детандера низкая из-за богатой смеси, поступающей на расширение и малой величины снижения давления в 3 раза. Увеличение давления до 0,8 МПа позволяет повысить эффективность конденсации в ТО₁ до 63 и в ТО₂ до 11%. Конденсация в детандере остается на уровне 8% при снижении давления в 4 раза. Эффективность конденсации всего агре-

гата составит 80%. Основным параметром, влияющим на эффективность конденсации, является давление. При его повышении увеличивается конденсация в холодильниках и снижается температура за счет снижения давления в детандере.

При повышении давления в компрессоре до 1,6 МПа, и расширении в детандере с 1,6 до 0,2 МПа эффективность конденсации в агрегате возрастает до 99,5%. В ТО₁ – 84, в ТО₂ – 15, в детандере около 1%.

Эффективность конденсации средней смеси при давлениях компрессора 0,6; 0,8 МПа и расширении в детандере до 0,1; 0,2 МПа.

При давлении компрессора 0,6 и расширении в детандере до 0,2 МПа эффективность конденсации агрегата низкая – 45%. Конденсация происходит в ТО₂ – 28%. В детандере – 14%. В ТО₁ конденсации не происходит. Увеличение давления до 0,8 МПа позволяет повысить

Таблица 22. Параметры рабочих точек системы холодильник – детандер для различных смесей

d_H	$C_{II}=0.44, t_H=20\text{ }^\circ\text{C}$				$C_{II}=0.2, t_H=10\text{ }^\circ\text{C}$				$C_{II}=0.07, t_H=-10\text{ }^\circ\text{C}$			
	1.65				0.525				0.158			
ε_1	6		8		6		8		6		8	
d_1	0.903		0.612		0.525		0.416		0.158		0.158	
ε_2	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1
t_2	23.7	21.9	19.3	14.8	6.17	0.87	1.07	-10.9	-106	-129.0	-120	-139
t_3	-15.2	-41.5	-35.6	-68.7	-37.2	-71.2	-59.5	-104	-165	-196.6	-177	-200
d_2	0.75	0.56	0.44	0.37	0.38	0.31	0.23	0.15	0.01	0.005	0.005	0.003
d_3	0.652	0.246	0.303	0.1	0.286	0.192	0.134	0.066	0.005	0.0036	0.003	0.003
C_{Bi}	0.587	0.26	0.313	0.112	0.308	0.215	0.154	0.075	0.006	0.0047	0.0043	0.003
ξ_1	0.45	0.45	0.63	0.63	0	0	0.21	0.21	0	0	0	0
ξ_2	0.09	0.21	0.11	0.15	0.28	0.40	0.36	0.50	0.94	0.968	0.968	0.98
ξ_3	0.062	0.188	0.082	0.164	0.137	0.232	0.181	0.166	0.032	0.009	0.004	0
ξ_y	0.605	0.851	0.816	0.939	0.455	0.634	0.745	0.847	0.968	0.97	0.981	0.981

Таблица 23. Параметры рабочих точек системы холодильник – детандер для давления после компрессора 1,6 МПа, при давлении на выходе детандера 0,2 МПа

d_n	ε_1	ε_2	d_1	t_2	t_3	d_2	d_3	C_{vi}	k_d	ξ_1	ξ_2	ξ_3	ξ_y
1.65	16	2	0.27										
-146	0.03	0.009	0.01	1.392	0.838	0.15	0.011	0.995					

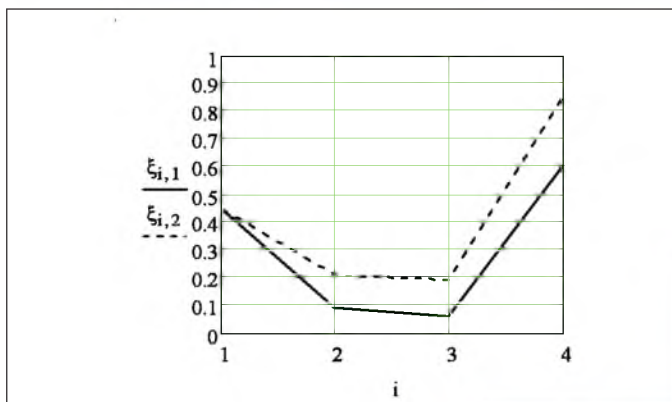


Рис. 4. Зависимости коэффициентов эффективности конденсации богатой смеси для точек $i = 1$ - теплообменник ТО₁, $i = 2$ - теплообменник ТО₂, $i = 3$ - детандер, $i = 4$ - эффективность конденсации агрегата. Расширение смеси в детандере $j = 1$ с 0,6 до 0,2 МПа, $j = 2$ с 0,6 до 0,1 МПа

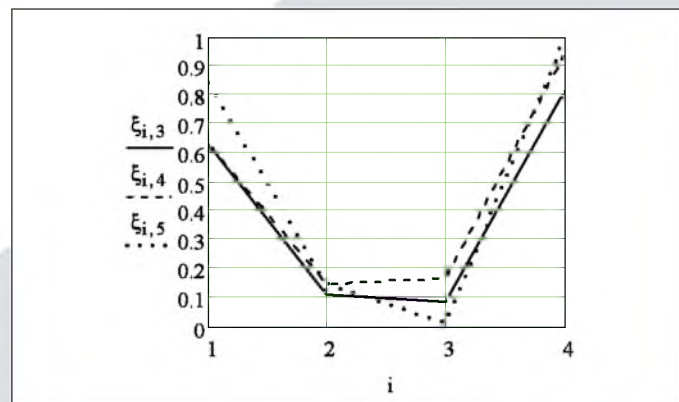


Рис. 5. Зависимости коэффициентов эффективности конденсации богатой смеси для точек $i = 1$ - теплообменник ТО₁, $i = 2$ - теплообменник ТО₂, $i = 3$ - детандер, $i = 4$ - эффективность конденсации агрегата. Расширение смеси в детандере $j = 3$ с 0,8 до 0,2 МПа, $j = 4$ с 0,8 до 0,1 МПа, $j = 5$ с 1,6 до 0,2 МПа

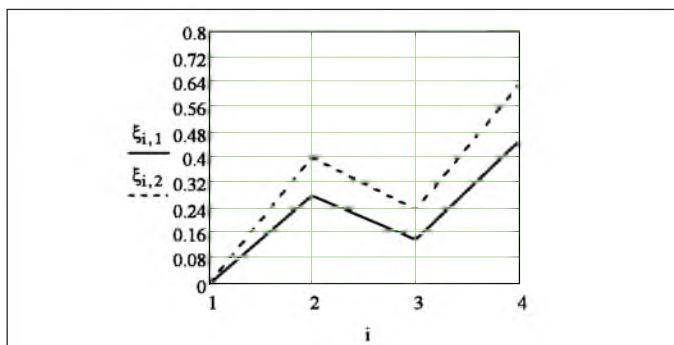


Рис. 6. Зависимости коэффициентов эффективности конденсации средней смеси для точек $i = 1$ – теплообменник $ТО_1$, $i = 2$ – теплообменник $ТО_2$, $i = 3$ – детандер, $i = 4$ – эффективность конденсации агрегата. Расширение смеси в детандере $j = 1$ с 0,6 до 0,2, $j = 2$ с 0,6 до 0,1 МПа

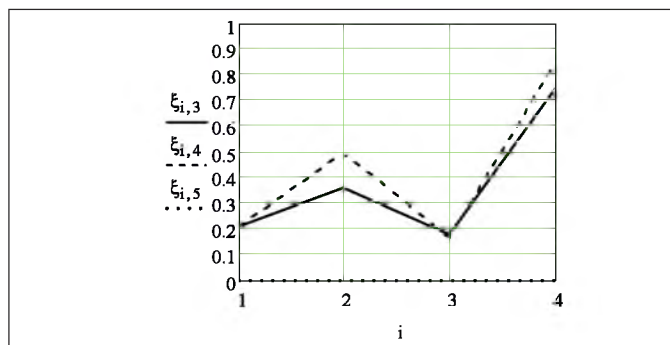


Рис. 7. Зависимости коэффициентов эффективности конденсации средней смеси для точек $i = 1$ – теплообменник $ТО_1$, $i = 2$ – теплообменник $ТО_2$, $i = 3$ – детандер, $i = 4$ – эффективность конденсации агрегата. Расширение смеси в детандере $j = 3$ с 0,8 до 0,2, $j = 4$ с 0,8 до 0,1 МПа

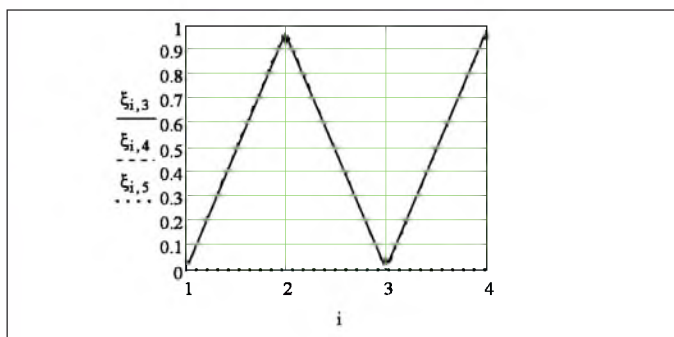


Рис. 9. Зависимости коэффициентов эффективности конденсации бедной смеси для точек $i = 1$ – теплообменник $ТО_1$, $i = 2$ – теплообменник $ТО_2$, $i = 3$ – детандер, $i = 4$ – эффективность конденсации агрегата. Расширение смеси в детандере $j = 3$ с 0,8 до 0,2, $j = 4$ с 0,8 до 0,1, с 1,6 до 0,2 МПа

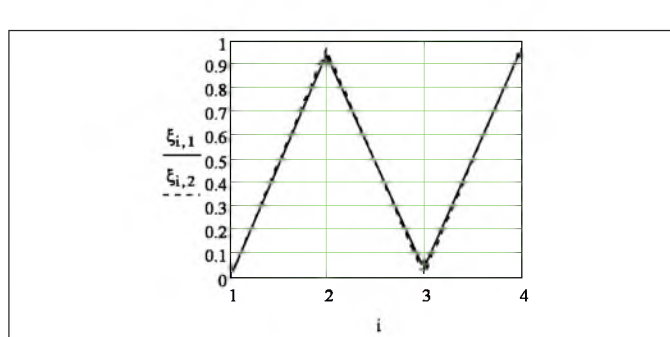


Рис. 8. Зависимости коэффициентов эффективности конденсации бедной смеси для точек $i = 1$ – теплообменник $ТО_1$, $i = 2$ – теплообменник $ТО_2$, $i = 3$ – детандер, $i = 4$ – эффективность конденсации агрегата. Расширение смеси в детандере $j = 1$ с 0,6 до 0,2, $j = 2$ с 0,6 до 0,1 МПа

эффективность конденсации в $ТО_1$ до 21 и в $ТО_2$ до 36%. Конденсация в детандере остается на уровне 18% при снижении давления в 4 раза. Эффективность конденсации всего агрегата составит 75%.

Эффективность конденсации бедной смеси при давлениях компрессора 0,6; 0,8 и расширении в детандере до 0,1; 0,2 МПа.

При давлении компрессора 0,6 и расширении в детандере до 0,2 МПа эффективность конденсации агрегата низкая. Конденсация происходит в $ТО_2$ – 97%. В детандере – 0,1%. В $ТО_1$ конденсация не происходит. Увеличение давления до 0,8 МПа обеспечивает эффективность конденсации в $ТО_2$ до 97%. В $ТО_1$ конденсация не происходит. Конденсация в детандере фактически отсутствует. Эффективность конденсации всего агрегата составит 98%. Эффективность конденсации обеспечивается низкой температурой в $ТО_2$ за счет детандера.

Выводы

Количественные результаты, полученные в настоящей работе, позволяют целенаправленно проектировать компрессорно-детандерные установки для утилизации паров бензина на предприятиях нефтегазового комплекса с учетом следующего:

- для богатой смеси основная конденсация происходит в холодильнике компрессора $ТО_1$;

- для средней смеси при давлениях 0,8 МПа основная конденсация происходит в холодильнике компрессора $ТО_1$ и низкотемпературном холодильнике $ТО_2$;

- для бедной смеси основная конденсация происходит в низкотемпературном холодильнике $ТО_2$;

- требования ISO удовлетворяются для бедной смеси при давлении 0,8, для средней и богатой смеси – при давлении в 1,6 МПа.

Список литературы

1. Греков В.Ф. Утилизация паров бензина установками компрессорного типа. / В.Ф. Греков, А.А. Пьянков, А.А. Овсиевский. // «Компрессорное и энергетическое машиностроение», 2008. – №1(11). – С. 31 - 37.
2. Греков В.Ф. О возможности компримирования технологических газовых смесей. / В.Ф. Греков, А.А. Пьянков, А.А. Овсиевский. // «Компрессорное и энергетическое машиностроение», 2007. – №2(8). – С. 56 - 59.
3. Ильинский И. В. Термодинамика, теплопередача и теория сгорания / И.В. Ильинский, А.А. Айдаров и др // . МО СССР, 1970. – 404 с.
4. Волков О. М. Пожарно-техническое обследование нефтебазы. / О.М. Волков. М.: Стройиздат, 1980. – 230 с.
5. Справочник химика Т1. Л.: ГНТИ химической литературы, 1953. – 1072 с.