

Література

1. Товажнянский Л.Л. Энергоэффективное решение проблемы добычи высоковязкой нефти организацией направленных тепловых потоков/ В.М. Светлицкий, В.Е. Ведь, Л.М. Ульев, А.Б. Хоружевский. //Интегровані технології та енергозбереження.– 2007. – № 2. – С.13-18
2. Петухов Б.С. Теплообмен и сопротивление при ламинарном течении жидкости в трубах. М.: Энергия. 1967.

УДК 621.565

ПРИМЕНЕНИЕ ЭКСЕРГЕТИЧЕСКОГО АНАЛИЗА ДЛЯ ОЦЕНКИ ПОТЕРЬ В ЭЛЕМЕНТАХ ПРОПАНОВОЙ ХОЛОДИЛЬНОЙ УСТАНОВКИ ПРИ ПРИМЕНЕНИИ РАБОЧЕГО ТЕЛА R290/R170/R600

М.Г. Хмельнюк, д.т. н., проф., А.В. Остапенко, О.Ю.Яковлева, к. т. н.
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса, Украина

В данной статье предлагается изменение рабочего тела пропановой холодильной установки на смесь R290/R170 и R290/R170/R600a. Проведен анализ рабочего тела с целью определения оптимальной концентрации смеси. Оценена возможность использования условий окружающей среды, с целью повышения энергоэффективности. Рассмотрены особенности работы холодильной установки комплекса низкотемпературной конденсации природного газа. Проведен эксергетический анализ схемы холодильной установки с целью определения эксергетических потерь в отдельных элементах схемы.

The possibility of alteration of propane refrigeration centrifugal compressor working substance on mixture of propane/ethane and propane/ethane/isobutane, with an evaluation of its operability, is analyzed. The analysis of the working fluid in order to determine the optimal concentration of propane/ethane (R290/R170), propane/ethane/isobutane (R290/R170/R600a) is performed. The possibility of the use of environmental conditions, in order to increase energy efficiency of refrigeration installation is evaluated. The features of low-temperature condensation complex refrigeration unit circuit design are considered. Exergy analysis of refrigeration circuit to determine exergetic losses in individual circuit elements is performed.

Ключевые слова: эксергетический анализ, низкотемпературная конденсация природного газа, потери эксергии, R290/R170/R600, переохладитель хладагента.

В соответствии с Энергетической стратегией Украины на период до 2030 года приоритетными направлениями развития энергетического сектора экономики страны являются создание высокоэффективных энергетических систем и комплексов и решение задач рационального использования энергетических ресурсов в энергоёмких отраслях. Согласно стратегии развития и модернизации энергетики системы обеспечения энергетическими ресурсами предприятий по переработке газа и газового конденсата будут развиваться в направлении газосбережения и создания совершенных энергетических комплексов на основе автономных источников электроснабжения и теплоснабжения. Одновременно требует решения проблема совершенствования энергетического комплекса действующих газоперерабатывающих предприятий (ГПП), представляющего собой многоуровневую техническую систему взаимосвязанных по потокам энергетических ресурсов внутрипроизводственных энергоустановок различных типов и назначений и технологических агрегатов, потребляющих одни и генерирующих другие виды энергоресурсов.

Объектом настоящего исследования являются системы охлаждения технологических потоков газо- и нефтеперерабатывающих производств, включающие аппараты воздушного охлаждения, системы водяного охлаждения, а также холодильные системы на специальных хладагентах.

Изучением проблемы повышения эффективности существующих ГПП, а также совершенствованием процессов переработки газового сырья занимается множество зарубежных и отечественных компаний, таких как: Ortloff, IPSI, Bechtel, НИИ ОАО "Газпром", ВНИИГАЗ и др. Эти компании предлагают различные технологии и модификации, направленные на повышение степени извлечения целевых углеводородов, энергосберегающие технологии, использование вторичных энергоресурсов в технологических процессах, использование потенциала окружающей среды, а также многие другие.

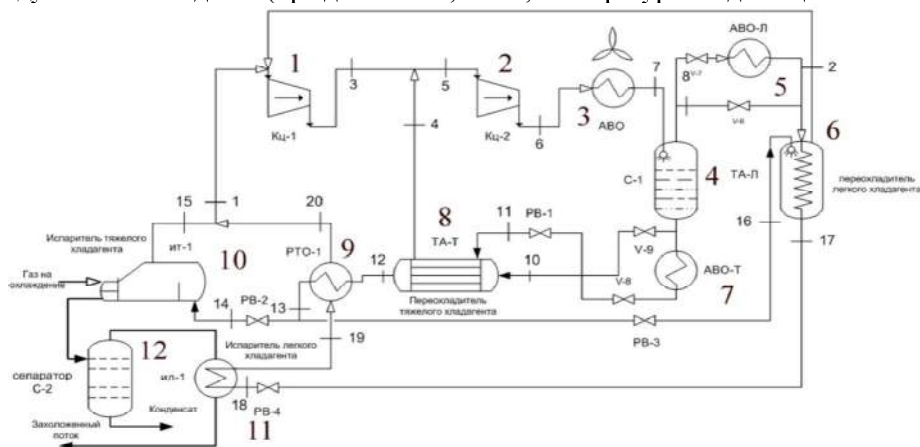
Отдельно следует отметить исследования, направленные на повышение эффективности схемных решений первого и второго поколения. Научно-исследовательские компании предоставляют различные пути модернизации технологических процессов. Некоторые разработки направлены на повышение эффективности холодильной системы: модификация процесса ConocoPhillips, для более эффективного извлечения пропана (IPSI), процесс дополнительной ректификации (SRP, Ortloff), процесс переохлаждения газа (GSP, Ortloff) и др.[1,2]

При производстве холода в установках НТК тратится значительное количество энергии. Данное обстоятельство вынуждает различные организации и предприятия, использующие холодильные установки, искать пути повышения их энергетической эффективности. Одним из путей повышения эффективности является снижение энергетических потерь, совершенствование процессов охлаждения, поступающего на переработку ПНГ, повышение эффективности, существующего оборудования. Охлаждение потока природного газа до более низкой температуры на установках НТК позволяет повысить эффективность процесса переработки ПНГ, путём повышения количества извлекаемых углеводородов и снижения сжигаемого на факелах газа.

Одним из путей повышения эффективности является снижение энергетических потерь, совершенствование процессов охлаждения, поступающего на переработку ПНГ, повышение эффективности, существующего оборудования, использование потенциала окружающей среды.

В рассматриваемой схеме холодильной установки в составе комплекса низкотемпературной конденсации используется пропан. Снижение температуры кипения пропана ниже $t_0 = -38\text{ }^{\circ}\text{C}$ невозможно из-за недопустимого режима работы турбокомпрессора. Добавление в пропан некоторого количества более низкокипящих углеводородов, например, этана позволяет при сохранении давления кипения на требуемом уровне получить более низкую температуру кипения.

Представленная на рис. 1 схема холодильной установки использует смесь углеводородов пропан/этан (R290/R170) в качестве рабочего тела. Рассматривалось применение смеси с различным массовым соотношением 80/20, 85/15, 90/10, 95/15 масс. %. При использовании смеси пропан/этан (R290/R170) концентрации 85/15 масс.% данный вариант схемного решения позволяет получить 2,24МВт холода от высококипящего хладагента на уровне $-42,5\text{ }^{\circ}\text{C}$ и 1,794МВт холода от низкокипящего хладагента на температурном уровне $-49,5\text{ }^{\circ}\text{C}$. Данная холодопроизводительность в суммарном своём значении составляет 4МВт, при принятой температуре окружающего воздуха $+30\text{ }^{\circ}\text{C}$. Отметим, что номинальная полезная холодопроизводительность ПХУ в цикле на пропане составляет 5,4МВт при изотерме кипения $-38\text{ }^{\circ}\text{C}$. Очевидно значительное снижение холодопроизводительности а также холодильного коэффициента, поскольку работа сжатия компрессора практически не изменилась. Причина кроется в том, что необходимо конденсировать низкокипящий хладагент исключительно за счёт внутреннего холода установки. Однако, в случае, если температура окружающего воздуха ниже либо равна $+6\text{ }^{\circ}\text{C}$, то низкокипящий хладагент можно полностью сконденсировать за счёт холода окружающего воздуха в аппаратах воздушного охлаждения (при давлении 1,5МПа, температура конденсации составляет $+16\text{ }^{\circ}\text{C}$).



1 – первая секция компрессора; 2 – вторая секция компрессора; 3 – воздушный конденсатор; 4 – сепаратор; 5 – конденсатор низкокипящего хладагента; 6 – переохладитель низкокипящего хладагента; 7 – воздушный переохладитель высококипящего хладагента; 8 – переохладитель высококипящего хладагента; 9 – регенеративный теплообменник; 10 – испаритель высококипящего хладагента; 11 – испаритель низкокипящего хладагента; 12 – промежуточный сепаратор конденсата

Рис.1 – Упрощённая схема холодильной установки с разделением хладагента на фракции

В этом случае холодопроизводительность установки возрастает до 5,9 МВт. Холодопроизводительность по низкокипящему хладагенту при этом останется прежней – 1,794МВт, а по высококипящему – возрастёт на величину холода, требовавшегося ранее на конденсацию низкокипящего хладагента. Иначе говоря – весь поток переохлаждённого высококипящего хладагента будет идти на испарение в испаритель полезной нагрузки.

На рис. 2(б) показана зависимость полезной холодопроизводительности испарителя высококипящего хладагента ($Q_{o.в}$) и испарителя низкокипящего хладагента ($Q_{o.н}$) от концентрации этана. Холодопроизводительность установки в данном случае составляет 3.8 – 4.2 МВт. В случае, если охлаждение потока низкокипящего хладагента осуществляется за счет условий окружающей среды, суммарная холодопроизводительность системы рисунок 2(а) возрастает на величину холодопроизводительности цикла переохлаждения, в этом случае холодопроизводительность находится в пределах 5.5 – 5.9 МВт.

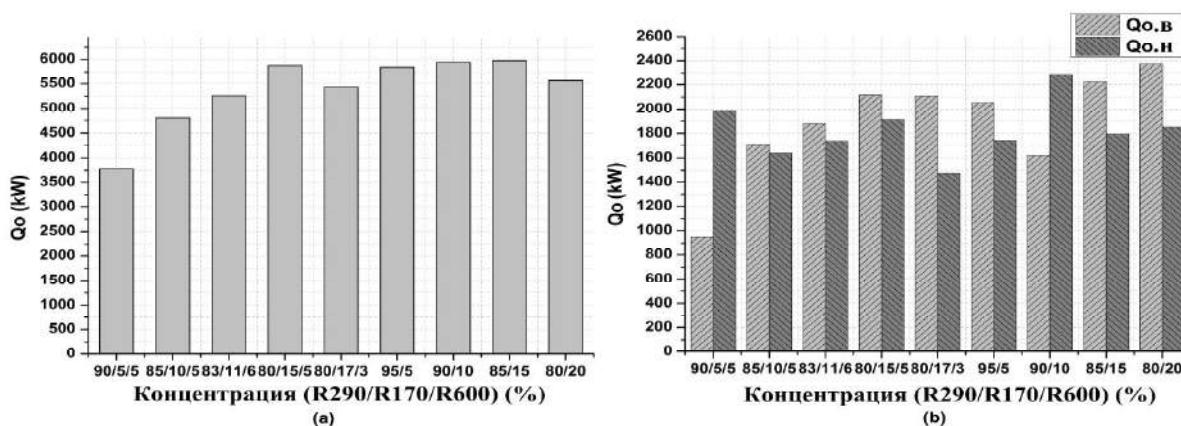


Рис. 2 – Зависимость полезной холодопроизводительности от концентрации этана

Проведен эксергетический анализ холодильной установки. Применение эксергетического анализа является более целесообразным для оценки потерь холодильной установки с двумя и более температурными уровнями.

Предыдущие исследования были направлены на определение величины эксергетических потерь аппаратов Воздушного охлаждения, а также на определение оптимальной концентрации смеси рабочего тела R170/R290. Оптимальной к использованию была определена концентрация смеси пропан/этан 85/15 масс %. Выбор объясняется более высокой холодопроизводительностью, и холодильным коэффициентом. Наименьшие эксергетические потери в АВО-Т/АВО-Л от теплообмена с окружающей средой наблюдаются при использовании смеси R170/R290 с большим содержанием этана, поскольку температура конденсации смеси пропан/этан понижается вместе с увеличением доли низкокипящего компонента в смеси[3].

Эксергетический метод термодинамического анализа используется для учета потерь энергии в холодильных установках за счет необратимого протекания реальных процессов. При этом фактическая работа, отдаваемая потребителю, сопоставляется с максимальным количеством работы, которую потребитель мог бы получить от термодинамической системы за счет ее внутренней энергии и подведенной к ней первичной энергии. Термодинамическая система может производить работу только при отсутствии равновесия между термодинамической системой и окружающей средой. Поэтому за конечное состояние системы для разомкнутого процесса принимается состояние равновесия с окружающей средой, имеющей температуру T_0 и давление p_0 .

При отсутствии атомных, магнитных, электрических эффектов и эффектов поверхностного натяжения, общая эксергия системы может быть разделена на четыре компонента: физическая эксергия E^{ϕ} , химическая эксергия E^x , кинетическая эксергия E^k , потенциальная эксергия E^{π} :

$$E = E^{\phi} + E^x + E^k + E^{\pi} \quad (1)$$

Уравнение 1 может быть выражено в удельном виде:

$$e = e^{\phi} + e^x + e^k + e^{\pi} \quad (2)$$

Для нашей системы величиной кинетической и потенциальной эксергии можно пренебречь, тогда уравнение (2) принимает вид:

$$e = e^{\phi} + e^x \quad (3)$$

Эксергия потока определяется максимальной теоретической работой, которую можно получить приведя поток к состоянию окружающей среды.

$$e^T = (h - h_{oc}) - T_{oc} \cdot (S - S_{oc}), \text{ кДж/кг} \quad (4)$$

Где – T_{oc} – температура окружающей среды, К; h, h_{oc} – энтальпии потока при температуре и давлении потока и параметрах окружающей среды (T_{oc}, P_{oc}), кДж/кг; S, S_{oc} – энтропия потока при температуре и давлении потока и параметрах окружающей среды (T_{oc}, P_{oc}), кДж/(кг · К); при этом скоростью движения рабочего можно пренебречь и для расчетов используется понятие удельной эксергии потока.

Химическая эксергия определяет эксергию вещества по отношению к окружающей среде. Химическая эксергия потока вещества определяется следующим образом:

$$e^x = \left(\frac{M_{\text{пропан}}}{M_{\text{смеси}}}\right) \cdot e_{\text{хим,пропан}} + \left(\frac{M_{\text{изобутан}}}{M_{\text{смеси}}}\right) \cdot e_{\text{хим,изобутан}} + \left(\frac{M_{\text{пентан}}}{M_{\text{смеси}}}\right) \cdot e_{\text{хим,пентан}}, \text{ кДж/кг} \quad (5)$$

Где – $M_{\text{пропан}}, M_{\text{изобутан}}$ – мольные доли компонентов смеси, $e_{\text{хим,пропан}}$ – удельная химическая эксергия пропана, $e_{\text{хим,изобутан}}$ – удельная химическая эксергия изобутана, $e_{\text{хим,пентан}}$.

Удельная эксергия каждого элемента системы определяется следующим образом:

$$e^{ex} = e^{ex,el} + e^T \quad (6)$$

Где e^{ex} эксергия подведенная к элементу системы, $e^{ex,el}$ эксергия отведенная от элемента системы, e^T потери эксергии.

Эксергетическая эффективность элемента системы определяется следующим образом:

$$\eta_e = \frac{e^{ex,el}}{e^{ex}} = 1 - \frac{e^T}{e^{ex}} \quad (7)$$

Рассмотрим эксергетические потери в АВО, переохладителях высококипящего и низкокипящего хладагентов (ТА-Т, ТА-Л), а также регенеративном теплообменнике – РТО. В переохладителе высококипящего хладагента ТА-Т поток из сепаратора переохлаждается за счет испарения части этого же потока. Определим величину эксергетических потерь переохладителя высококипящего хладагента а также оптимальную концентрацию смеси R290/R170. Предыдущие исследования были направлены на определение эксергетических потерь аппарата воздушного охлаждения, также как и на определение оптимальной концентрации смеси рабочего тела R290/R170. Наиболее оптимальной была определена концентрация R290/R170 85/15 масс. %. Этот выбор объясняется более высокой холодопроизводительностью и коэффициентом преобразования.

Характеристики кривой для смеси R290/R170/R600 на рис. 3 (б) подобны рассмотренной ранее смеси пропан/этан. Концентрация смеси R290/R170/R600 80/17/3 масс. % имеет наименьшие эксергетические потери, хотя смесь концентрации 80/15/5 масс. % имеет большие преимущества для практического использования, такие как: холодопроизводительность на уровне R290/R170 85/15 масс. % при более высоком политропном КПД и холодопроизводительности низкокипящего компонента, к недостаткам можно отнести наибольшую потребляемую мощность второй секции турбокомпрессора.

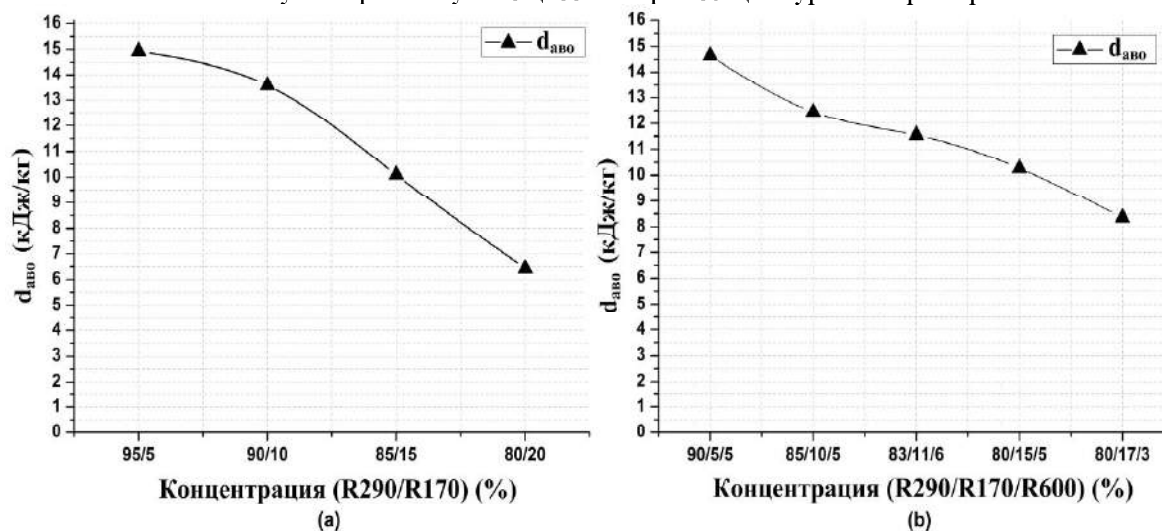


Рис. 3 – Эксергетические потери в аппарате воздушного охлаждения

Эксергетические потери в переохладителе высококипящего хладагента ниже при использовании хладагента R290/R170 концентрации 80/20 масс %, поскольку разность температур потока высококипящего хладагента идущего на переохлаждение в ТА-Т при данной концентрации ниже, также температура переохлаждающего потока ниже, однако стоит предположить, что при данной концентрации эксергетические потери от необратимости процесса теплообмена будут наибольшими.

Переохладитель низкокипящего хладагента ТА-Л представляет собой теплообменник типа "газ-газ" с нагревающей стороны поступают несконденсированные пары хладагента из сепаратора, которые могут быть охлаждены в аппарате воздушного охлаждения АВО-Л при соответствующих условиях окружающей среды. Охлаждающая сторона представляет собой часть потока высококипящего хладагента сдросселированного до давления кипения, после регенеративного теплообменника РТО-1.

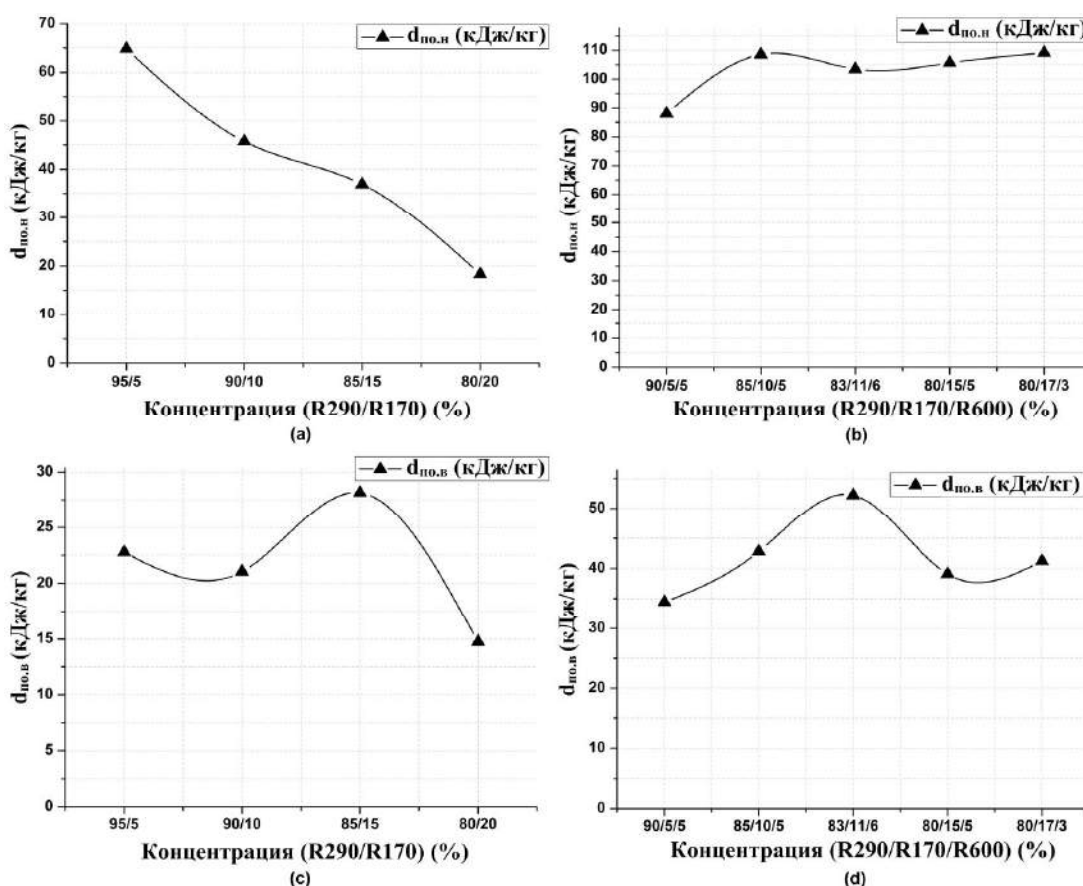


Рис. 4 – Эксергетические потери в переохладителе высококипящего хладагента ТА-Т $d_{по.в}$ и низкокипящего хладагента $d_{по.н}$, кДж/кг

На рис. 4(а, б) показаны эксергетические потери переохладителе низкокипящего хладагента при разных значениях концентрации смеси R290/R170 и R290/R170/R600. В случае охлаждения потока низкокипящего компонента за счет условий окружающей среды величина эксергетических потерь будет состоять из потерь от теплообмена и необратимых потерь от теплообмена с окружающей средой.

На рис. 4(с, d) показаны эксергетические потери в переохладителе высококипящего хладагента. Эксергетические потери в переохладителе высококипящего хладагента ниже при концентрации смеси R290/R170 80/20 масс %, поскольку разность температур между потоком высококипящего хладагента, поступающего на переохлаждение при данной концентрации ниже, однако при этом стоит предположить, что при данной концентрации потери эксергии от необратимости процесса теплообмена будут наибольшими. Эксергетические потери при применении смеси R290/R170/R600 наибольшие, из-за большей величины потерь из-за необратимостей теплообмена между потоками рабочих тел [4].

Эксергетические потери в переохладителе низкокипящего хладагента могут быть снижены на величину потерь в аппарате воздушного охлаждения АВО-Л, в случае если конденсировать поток низкокипящего хладагента после сепаратора за счет температуры окружающей среды.

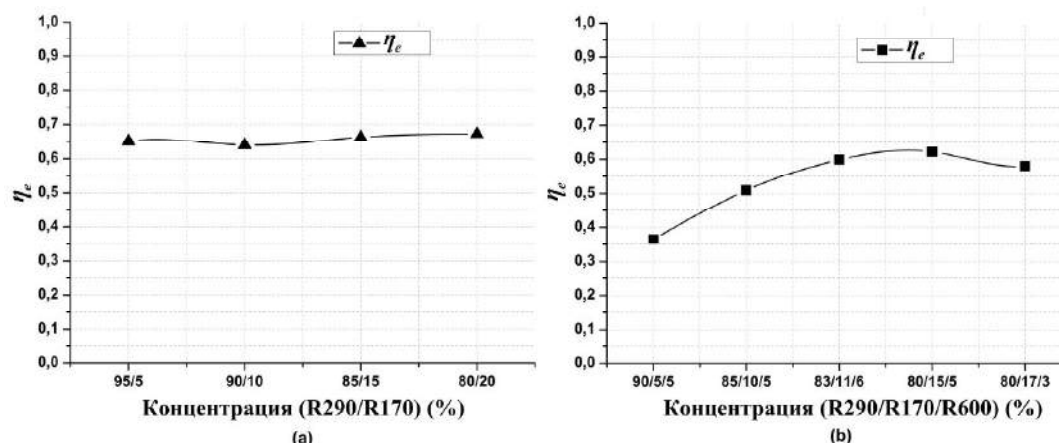


Рис. 5 – Зависимость эксергетического КПД холодильной установки в зависимости от концентрации этана в смеси пропан/этан

График изменения эксергетического КПД холодильной установки показан на рис. 5. Наибольшее значение эксергетического КПД наблюдается при использовании смеси R290/R170 80/20, 85/15 масс.%, и R290/R170/R600 80/15/5 масс.%. Наименьшее – при использовании смеси R290/R170/R600 90/5/5 масс.% и 85/10/5 масс.%. При этих значениях холодопроизводительность также наименьшая. Причина, по которой эффективность применения данных концентраций рабочего тела является низкой, заключается в том, что эксергетический КПД переохладителей низкокипящего и высококипящего потоков хладагента и аппаратов воздушного охлаждения является низкой, поскольку разность температур между потоком хладагента и температурой окружающей среды является сравнительно большой.

Повышение концентрации этана в смеси пропан/этан позволяет снизить эксергетические потери за счет теплообмена с окружающей средой в аппаратах воздушного охлаждения АВО, АВО-Т, АВО-Л, а также переохладителе низкокипящего хладагента, поскольку температура конденсации смеси с большим содержанием низкокипящего хладагента (R290/R170 85/15 масс.% и 80/20 масс.%) ниже.

Выбор оптимальной концентрации смеси R290/R170 позволяет снизить величину эксергетических потерь от необратимости теплообмена между потоками хладагентов в теплообменниках.

Данная статья представляет попытку привлечь внимание инженерного сообщества к рассмотрению возможности применения смеси углеводородов в качестве рабочего тела пропановой холодильной установки. Метод представленный в данной статье – анализ эксергетических потерь и характеристик холодильной установки. Результаты полученные при различных массовых соотношениях смеси R290/R170 и R290/R170/R600 подтверждают широко распространенный факт, что добавление низкокипящего углеводорода, например этана, может увеличить холодопроизводительность и эффективность холодильной установки. Следует также проанализировать и другие проблемы связанные с данными исследованиями. Например, следует проанализировать пути снижения энергопотребления установки.

Литература

1. J.T. Lynch, J.D. Wilkinson, H.M. Hudson, and R. N. Pitman (2003), "Process Retrofits Maximize the Value of Existing NGL and LPG Recovery Plants", Orloff Engineers, Ltd. // 82-nd convention of Gas Processors Association.
2. Le-Gall, B. Laflotte (2005), "Compare the different options for NGL recovery from natural gas", Gas processing department, Technip, *Gastech 2005*
3. Остапенко А.В., Мартынюк М.О. Энергетическая эффективность установок низкотемпературной конденсации природного газа. / ОГАХ. – 2012
4. Бродянский В.М., Фратшер В., Михалек К. Эксергетический метод и его приложения // Москва, Энергоатомиздат. – 1988 – 288 с.
5. Шаргут Я., Петела Р., Эксергия. – изд. 2-е перераб. и доп. – М.: Энергия, 1968. – 288с., ил.
6. М.О Мартынюк. Применение смеси пропан/этан в пропановой холодильной установке / М.О Мартынюк, М.Г Хмельнюк, А.В. Остапенко // ОНАПТ. – 2011