

УДК 621.593

Е.И. Сухин

Национальное агентство Украины по вопросам обеспечения эффективности использования энергоресурсов, Музейный пер., 12, г. Киев, Украина, 01601

e-mail: skb@suhina.com.ua**А.И. Пятничко, Т.К. Крушневич**

Институт газа НАН Украины, ул. Дегтяревская, 39, г. Киев, Украина, 03113

e-mail: alexig@ukrpost.net**Г.К. Лавренченко, А.В. Копытин**

Украинская ассоциация производителей технических газов «УА-СИГМА», а/я 271, г. Одесса, Украина, 65026

e-mail: uasigma@paco.net

РАЗРАБОТКА ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ КОМПЛЕКСОВ ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА МОТОРНЫХ ГАЗОВЫХ ТОПЛИВ ИЗ ГЕНЕРАТОРНОГО ГАЗА

Низкокалорийное энергетическое сырьё может использоваться для производства генераторного газа. Описывается структура созданной для этой цели установки. Получаемый газ содержит CH_4 , C_nH_m , H_2 , CO , CO_2 и N_2 . Для извлечения из него углеводородов разработаны две установки: одна может производить жидкие метан и этан, а другая — жидкую метаноэтановую фракцию. На их основе можно создавать автономно действующие комплексы. Для обеспечения их энергией предлагается использовать когенерационные установки, работающие на сбросных потоках газа (H_2 , CO и N_2). При потреблении $1000 \text{ нм}^3/\text{ч}$ ($933 \text{ кг}/\text{ч}$) генераторного газа комплекс может производить $113 \text{ кг}/\text{ч}$ жидкого CH_4 , $31 \text{ кг}/\text{ч}$ жидкого C_2H_6 , $195 \text{ кг}/\text{ч}$ жидкого низкотемпературного CO_2 и 330 кВт электрической мощности. В случае производства газообразной метаноэтановой смеси при давлении 22 МПа , которая как моторное топливо может применяться для заправки баллонов, затраты снижаются более чем в $1,5$ раза.

Ключевые слова: Генераторный газ. Метан. Этан. Водород. Оксид углерода. Диоксид углерода. Очистка. Осушка. Абсорбция. Адсорбция. Ректификация. Когенерация.

E.I. Suhin, A.I. Pyatnichko, T.K. Krushnevich, G.K. Lavrenchenko, A.V. Kopytin

DEVELOPMENT OF A TECHNOLOGICAL COMPLEXES FOR MANUFACTURE MOTOR GAS FUELS FROM GENERATING GAS

Low-calorie power raw material can be used for manufacture of generating gas. The structure of the installation created for this purpose is described. Generating gas contains CH_4 , C_nH_m , H_2 , CO , CO_2 and N_2 . For extraction from it hydrocarbons two installations are developed: one can make liquid methane and ethane, and another — liquid methane-ethane fraction. On their basis it is possible to create independently working complexes. For maintenance with their energy it is offered to use co-generation installations working on a waste stream of gas (H_2 , CO and N_2). At consumption $1000 \text{ nm}^3/\text{h}$ ($933 \text{ kg}/\text{h}$) synthesis-gas a complex can made $113 \text{ kg}/\text{h}$ liquid CH_4 , $31 \text{ kg}/\text{h}$ liquid C_2H_6 , $195 \text{ kg}/\text{h}$ liquid low-temperature CO_2 and 330 kW of electric capacity. In case of manufacture gaseous methane-ethane mixes at pressure 22 MPa which as motor fuel is used for refuelling cylinders, expenses are reduced more than in $1,5$ times.

Keywords: Generating gas. Methane. Ethane. Hydrogen. Oxide carbon. Dioxide carbon. Clearing. Dehydration. Absorption. Adsorption. Rectification. Co-generation.

1. ВВЕДЕНИЕ

В последние годы серьёзное внимание уделяется диверсификации энергообеспечения. Один из путей решения этой проблемы — использование возобнов-

ляемых источников энергии. Успехи некоторых государств в этом направлении таковы, что не могут не впечатлять. Например, потенциал таких источников задействован в Норвегии на 99% , в Швеции — 77% . В Украине же — всего на 3% и то за счёт вклада в

© Е.И. Сухин, А.И. Пятничко, Т.К. Крушневич, Г.К. Лавренченко, А.В. Копытин

этот скромный показатель гидроэнергетики [1]. В связи с этим в Украине необходимо осваивать и другие нетрадиционные источники энергии.

В качестве альтернативного энергообеспечения может рассматриваться производство генераторного газа. Его можно вырабатывать из такого низкокалорийного энергетического сырья, как отходы переработки древесины, сельскохозяйственной продукции и др. После газификации (пиролиза) этого сырья получается генераторный газ — эффективный энергоноситель.

В общем случае установка для его производства представляет собой комплекс технологического оборудования, в состав которого входят следующие основные элементы:

- Блок приёма, подготовки и подачи сырья. Перед загрузкой блока происходит его взвешивание. Предварительно определяются его физические характеристики, такие как влажность, гранулометрический состав, зольность. В блоке создаётся запас сырья, которое в случае необходимости просушивается до относительной влажности не более 15 %.

- Блок газификации сырья, в котором производится генераторный газ, его охлаждение, очистка и подача в следующий блок.

- Блок подачи генераторного газа в объёме 10-15 % в газораспределительные трубопроводы согласно разработанным техническим условиям [3] либо в автономные энергогенерирующие установки.

- Блок автоматизации и коммерческого учёта, с помощью которого осуществляется управление комплексом.

Технология газификации и конструкции нескольких установок разработаны «Специальным КБ Сухина» (г. Киев). Анализ вырабатываемого установкой газа показал, что его калорийность (теплотворная способность) оказывается невысокой. В связи с этим предложены два способа его использования: для организации газификации различных объектов, в процессе которых к генераторному газу будут добавляться некоторые объёмы природного газа; для производства газового компримированного или сжиженного моторного топлива.

В настоящей статье основное внимание будет уделено освещению второго из указанных способов.

2. ТЕХНОЛОГИЯ ПРОИЗВОДСТВА ГЕНЕРАТОРНОГО ГАЗА

Остановимся на рассмотрении технологических особенностей производства генераторного газа.

На рис. 1 изображена укрупнённая технологическая схема установки газификации, которая включает в себя непосредственно реактор и вспомогательное оборудование. Внешние виды установки приведены на фото 2.

Исходное сырьё из бункера 1 с помощью механизма перемещения 15 подаётся в реактор 2, в котором происходит его термическое разложение с выделением горючего газа. Появляющийся в реакторе углеродный остаток непрерывно удаляется в сборник 11 для отгрузки потребителю или перегрузки в бункер 12 для использования в качестве топлива. Произведённый горючий газ после реактора 2 собирается в коллекторе 14 и подаётся в систему его очистки и охлаждения. В тех случаях, когда нет необходимости в его очистке, он в горячем состоянии транспортируется при помощи высокотемпературного эксгаустера 3 к потребителю газа.

Горючий газ в системе очистки и охлаждения проходит вначале первичное охлаждение и очистку от смолы в холодильнике 7. Потом он подаётся в дезинтегратор 4 для дополнительной очистки от неё. Далее газ поступает через каплеотделитель 5 в фильтр 6, где происходит улавливание оставшихся капель смолы. На выходе из системы очистки и охлаждения газа установлен холодильник конечного охлаждения 8. Вода для охлаждения газа подаётся в холодильники газа первой и второй ступеней. Выделившаяся из газа смола и сконденсировавшаяся влага накапливаются в приёмнике 9, откуда насосом 10 подаются в камеру сгорания реактора 2.

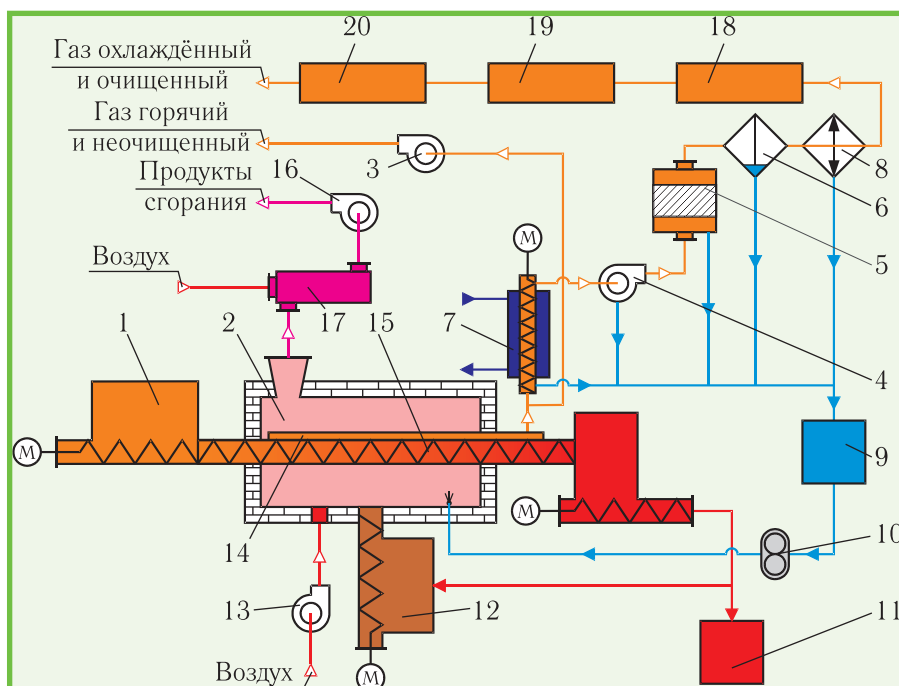


Рис. 1. Укрупнённая технологическая схема установки газификации:
 1 — бункер сырья; 2 — реактор; 3 — эксгаустер; 4 — дезинтегратор;
 5 — каплеотделитель; 6 — фильтр; 7, 8 — охладители газа 1-ой и 2-ой ступеней; 9 — приёмник; 10 — насос; 11 — сборник; 12 — бункер топлива;
 13 — вентилятор; 14 — коллектор; 15 — механизм перемещения сырья;
 16 — дымосос; 17 — камера смесительная; 18 — фильтр угольный;
 19 — осушитель силикагелевый; 20 — фильтр полипропиленовый

Для поддержания на требуемом уровне температуры процесса термического разложения сырья в камеру сгорания реактора 2 постоянно из бункера 12 подаётся топливо. Воздух для его сгорания нагнетается вентилятором 13. Продукты сгорания из камеры реактора 2 поступают в камеру смешения 17 и далее на технологические потребности: подогрев смолы, сушка сырья, разогрев трубопроводов. После этого дымососом 16 они выбрасываются в атмосферу. Для очистки и осушки генераторного газа в установке предусмотрены фильтры угольный 18 и полипропиленовый 20, а также осушитель селикагелевый 19 [2].

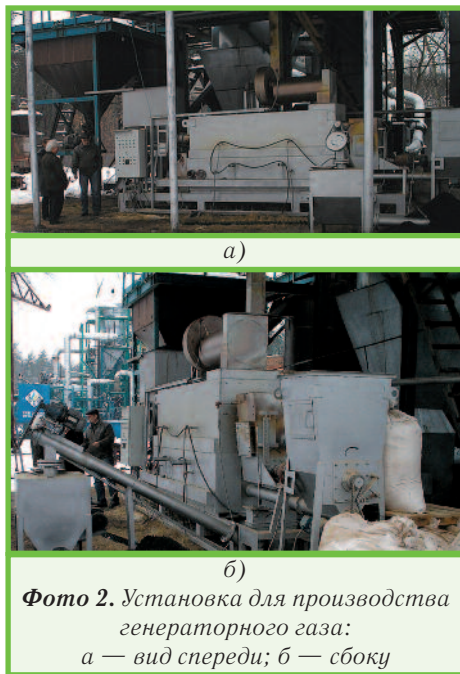


Фото 2. Установка для производства генераторного газа:
а — вид спереди; б — сбоку

Состав генераторного газа, получаемого газификацией двух видов органического сырья (отходов переработки древесины), приведён в табл. 1.

Таблица 1. Компонентные составы генераторных газов (% об. в пересчёте на сухой газ)

Тип газа	H ₂	CH ₄	CO	C _n H _m	CO ₂	N ₂
ГГС-А	19-25	17-21	40-48	5-8	10-13	0-1
ГГС-Б	18-24	16-20	44-50	3-5	9-12	2-4

Примечание: ГГС — газ горючий смесевой [3].

Теплотворная способность генераторных газов в зависимости от способа газификации находится в пределах 5-17 МДж/м³.

Разработанная и изготовленная установка имеет хорошие показатели. Производимый в ней газ снизит потребление природного газа в различных хозяйственных секторах. Это уменьшит риски, вызванные возможными перебоями в подаче природного газа или другого топлива. Не менее важным аспектом применения генераторных газов является производство на их основе моторных газовых топлив. Однако низкая калорийность газов, которая в 2...3 раза меньше, чем

у природного газа, и наличие в составе диоксида углерода (см. табл. 1) обуславливают необходимость разработки технологий и оборудования для их переработки [4].

Проанализируем несколько вариантов технологических комплексов для производства моторных топлив из указанных газов. В них требуется выделять из генераторного газа метан, этан и другие углеводороды в газообразном или жидком состоянии. Желательно, чтобы этот комплекс характеризовался минимальными удельными энергозатратами и допускал его автономную работу.

3. ВАРИАНТЫ ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СХЕМ КОМПЛЕКСА

3.1. Общая структура

Исходя из назначения той или иной разрабатываемой установки и состава перерабатываемого газа (см. табл. 1), в её принципиальную схему необходимо включить ряд блоков, в которых будут осуществляться следующие процессы:

- Абсорбционная очистка газа от CO₂ за счёт его извлечения при помощи абсорбции-десорбции водным раствором моноэтаноламина или др. абсорбента [5].
- Компримирование очищенного газа до требуемого рабочего давления процесса.
- Осушка и очистка от паров воды и следов CO₂.
- Глубокое охлаждение газа (с использованием холодильного контура или без него).
- Разделение синтез-газа на отдельные углеводороды [4].
- Хранение и выдача сжиженных углеводородных газов.

В схеме установки могут быть и дополнительные блоки, развивающие её инфраструктуру [6]. Оборудование и аппараты, предназначенные для получения генераторного газа в процессе газификации различного сырья, формирующие отдельную установку (см. рис. 1), уже рассматривались нами.

Наиболее общая схема разрабатываемых установок с разбиением на указанные блоки приведена на рис. 3. На ней точечным контуром показаны основные блоки, которые используются для выделения углеводородных газов из генераторного газа. Блоки, находящиеся за контуром, могут предназначаться для получения дополнительных продуктов, таких как жидкий низкотемпературный диоксид углерода, водяной пар, а также для производства электрической и тепловой энергии. В случае выработки электрической энергии в когенерационной установке обеспечивается автономность работы всего комплекса. При этом вся произведённая электроэнергия расходуется преимущественно на собственные нужды.

3.2. Узел подготовки генераторного газа

Анализ способов извлечения углеводородов из генераторного газа и расчёт различных вариантов схем установки будем проводить для усредненного состава

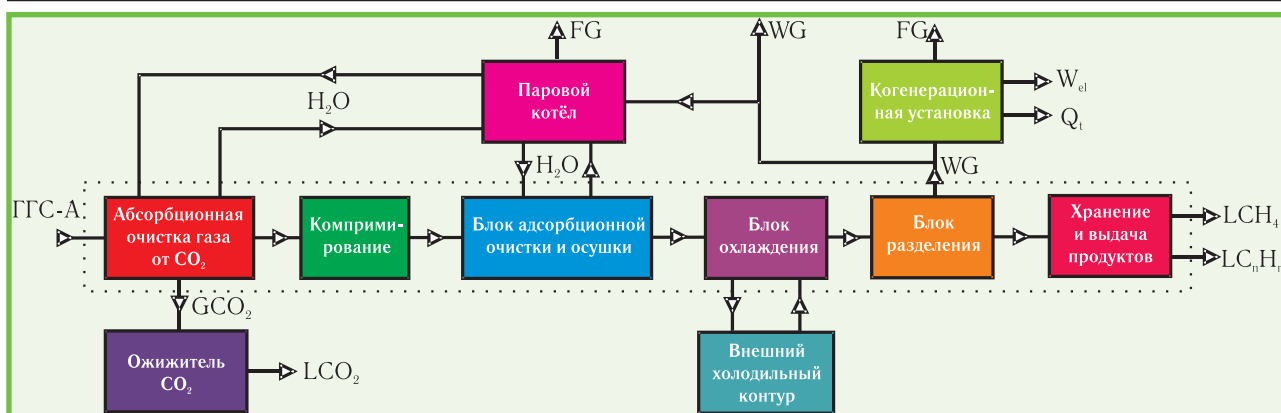


Рис. 3. Блок- схема установки извлечения углеводородов из генераторного газа: ГГС-А — генераторный газ смеси типа А; GCO_2 — газообразный диоксид углерода; LCO_2 — жидкий низкотемпературный диоксид углерода; H_2O — вода и водяной пар; LCH_4 — жидкий метан; LC_nH_m — жидкий углеводородный газ; WG — сбросный (горючий) газ; FG — дымовой газ; W_{el} — электрическая мощность; Q_t — тепловая мощность

газа типа А (см. табл. 1). Для упрощения дальнейших расчётов углеводородный комплекс C_nH_m будем принимать эквивалентом этана (C_2H_6).

Следует учитывать, что генераторный газ на выходе из газификационной установки будет проходить водяной скруббер, после которого он будет насыщен влагой. Поэтому перед поступлением его в низкотемпературную часть установки помимо очистки от диоксида углерода необходимо предусмотреть его осушку с целью предотвращения образования кристаллов льда и газовых гидратов.

Для проведения технологических расчётов принимаем: расход исходного влажного газа — $1000 \text{ м}^3/\text{ч}$; давление $p=0,11 \text{ МПа}$ и температура $t=40 \text{ }^\circ\text{C}$. Усреднённый состав газа типа ГГС-А с учётом насыщения его влагой приведён в табл. 2.

Таблица 2. Усреднённый компонентный состав генераторного газа типа ГГС-А

Ед. изм.	H_2O	H_2	CH_4	CO	C_2H_6	CO_2	N_2
% об.	6,6	17,7	17,7	43	1,9	11,2	1,9
% масс.	5,3	1,6	12,7	53,6	2,5	22	2,3

Так как разделение генераторного газа состоит в извлечении углеводородов, то целевыми компонентами в данном случае будут CH_4 и C_2H_6 .

Для очистки и разделения углеводородных газов применяют различные способы, базирующиеся на следующих процессах или их комбинациях: абсорбция и адсорбция; каталитические методы очистки газов; мембранный способ разделения; ступенчатая конденсация; низкотемпературная ректификация [4,6]. Анализируя перечисленные способы разделения газовых смесей, приходим к выводу, что наиболее эффективно и целесообразно для этой цели применить процессы ректификации совместно с предварительной абсорбционной и адсорбционной очисткой и осушкой генераторного газа.

Удаление CO_2 из перерабатываемого газа, как нами уже отмечалось, осуществляется при помощи процессов абсорбции-десорбции водным аминовым рас-

вором при исходном давлении и температуре (см. рис. 3). Далее, после извлечения CO_2 поток газа компримируется в компрессоре, охлаждается в конечном холодильнике и после сепаратора-влажнотделителя направляется в блок комплексной очистки для удаления следов CO_2 и влаги с помощью адсорбентов. Затем этот газ с составом, соответствующим табл. 3, при давлении технологического процесса подаётся на охлаждение и разделение.

Таблица 3. Состав очищенного от CO_2 генераторного газа (% об. в пересчёте на сухой газ)

Тип газа	H_2	CH_4	CO	C_2H_6	N_2
ГГС-А	21,59	21,59	52,28	2,27	2,27

Примечание: Низшая теплота сгорания очищенного и осушенного газа составляет $20,4 \text{ МДж/кг}$; объёмный расход газа — $820 \text{ м}^3/\text{ч}$; массовый расход — 678 кг/ч .

Состав газа (см. табл. 3) приводится в связи с тем, что в схемах, которые будут анализироваться более детально, узел подготовки газа не показывается. Так как содержание CO_2 в исходном газе не превышает 12 % (см. табл. 2), это позволяет использовать одну из выпускаемых установок для его извлечения. Аналогично подбирается комплектация для блока осушки и очистки. Поэтому процессы в рассматриваемых схемах будут начинаться с компримирования. Этот процесс будет прямым образом влиять на величину энергозатрат. Состав генераторного газа будет соответствовать табл. 3, так как на компримирование его будут подавать очищенным от CO_2 и влаги.

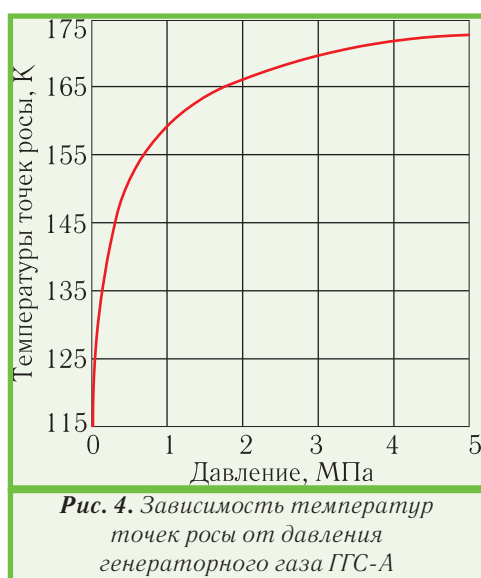
3.3. Технологические схемы выделения углеводородов из генераторного газа

Проанализируем два вида технологических схем разделения генераторного газа: первую — с выдачей жидких метана и этана; вторую — с получением жидкой метаноэтановой фракции. Для расчёта термодинамических свойств многокомпонентных смесей использовалась программа, разработанная в Институте газа НАН Украины [7]. Везде концентрации потоков или

продуктов указываются в об. процентах.

Предлагаемые схемные решения не преследуют целью получение высокочистых продуктов разделения, а лишь производство достаточного качества жидких продуктов, у которых калорийность соответствует требованиям ГОСТ 5542-87, т.е. оказывается не ниже 31,8 МДж/м³ или 44,5 МДж/кг.

Одним из немаловажных факторов, влияющих на удельные энергозатраты разрабатываемых комплексов, является обоснованный выбор рабочего давления газа на входе в установку выделения углеводородов. Для его оценки была установлена зависимость температур точек росы от давления генераторного газа (см. рис. 4). Из рисунка видно, что компримировать газ выше 1,5...3 МПа нецелесообразно. Поэтому рабочее давление в рассматриваемых технологических установках принималось на уровне 1,5 МПа. При этом учитывалось, что в процессах регенеративного теплообмена удастся обеспечить при таком давлении прямого потока предварительное охлаждение его до температуры ниже температуры точки росы (см. рис. 4). Выполнение этого условия позволит увеличить выход жидких углеводородов при относительно невысоком давлении нагнетания газа и, как следствие, снизить удельные энергозатраты.



3.3.1. Разделение генераторного газа с выдачей жидких метана и этана

На первом этапе исследований создавалась, рассчитывалась и анализировалась технологическая схема для выделения из газа отдельно двух жидких углеводородов. Схема разделения, где предусматривается выдача метана и этана в жидком виде, изображена на рис. 5.

Установка (см. рис. 5) действует следующим образом. Генераторный газ в количестве 678 кг/ч после абсорбционной (удаление CO₂) и адсорбционной (удаление влаги) очистки и осушки сжимается в компрессоре КО-1 до давления 1,5 МПа и охлаждается в конечном охладителе ОН-1 до температуры 30

°С. Далее он направляется на охлаждение в основные рекуперативные теплообменники ТО-1 и ТО-2. В них газ охлаждается за счёт холода обратного потока и потока циркуляционного метанового холодильного контура до температуры -135 °С. Расход метана в холодильном контуре — 338 кг/ч. При данном давлении и температуре часть углеводородных газов конденсируется и потом дросселируется через дроссель ДР-1 до давления 0,8 МПа в двухфазный сепаратор С-1. В нём происходит отделение углеводородной фракции (этан — 58,5 %, метан — 34,5 %, оксид углерода — 6,8 %, азот — 0,2 %) от неконденсирующихся газов. Жидкая этанометановая фракция в количестве 31 кг/ч при давлении 0,8 МПа и температуре -142 °С выдаётся потребителю.

Газ после сепаратора С-1, из которого отбирается практически весь этан, переохлаждается в теплообменнике ТО-4 обратным потоком. Образовавшаяся парожидкостная смесь через дроссельный вентиль ДР-2 поступает в ректификационную колонну К-1, в которой при давлении 0,6 МПа происходит разделение газа на жидкий метан, отводимый из куба колонны, и сбросный поток 9, отбираемый из верхней части колонны К-1.

Жидкий метан, выходящий из куба колонны К-1, переохлаждается в теплообменнике ТО-5 за счёт холода сбросного газообразного потока 9, который дросселируется через вентиль ДР-3 до давления 0,115 МПа. Затем метан дросселируется в ДР-4 до давления 0,2 МПа в двухфазный сепаратор С-2, из которого в количестве 113 кг/ч выдаётся потребителю. Сбросный поток после теплообменника-переохладителя ТО-5 проходит один из основных теплообменников ТО-2, в котором нагревается до 21 °С, и направляется для дальнейшего его использования.

Таким образом, из 1000 нм³/ч газа можно получить жидкий метан в количестве 113 кг/ч (99,2 % — CH₄ и 0,8 % — C₂H₆) с давлением 0,2 МПа и температурой -153 °С и жидкую этанометановую фракцию в количестве 31 кг/ч с давлением 0,8 МПа и температурой -142 °С, состоящую из 34,5 % — CH₄, 58,5% — C₂H₆, 6,8 % — СО, 0,2 % — N₂, а также сбросный поток газа в количестве 534 кг/ч следующего состава: 3 % — N₂, 28,5 % — H₂ и 68,5 % — СО. Сбросный (горючий) газ имеет калорийность 12,7 МДж/кг.

Энергозатраты на разделение очищенного и осушенного генераторного газа и получение жидкого метана низкого давления, а также жидкого этана (точнее — этанометановой смеси) составят 206 кВт. Низшая теплота сгорания получаемого жидкого метана — 50 МДж/кг, а жидкого этана — 45 МДж/кг.

3.3.2. Выделение из генераторного газа жидкой этанометановой фракции

Переработка газа проводится, как отмечалось, с целью выделения из него метана и этана в жидком виде для дальнейшего их использования как газовых моторных топлив (см. рис. 3). Однако предварительный анализ показывает, что эти ценные компоненты гене-

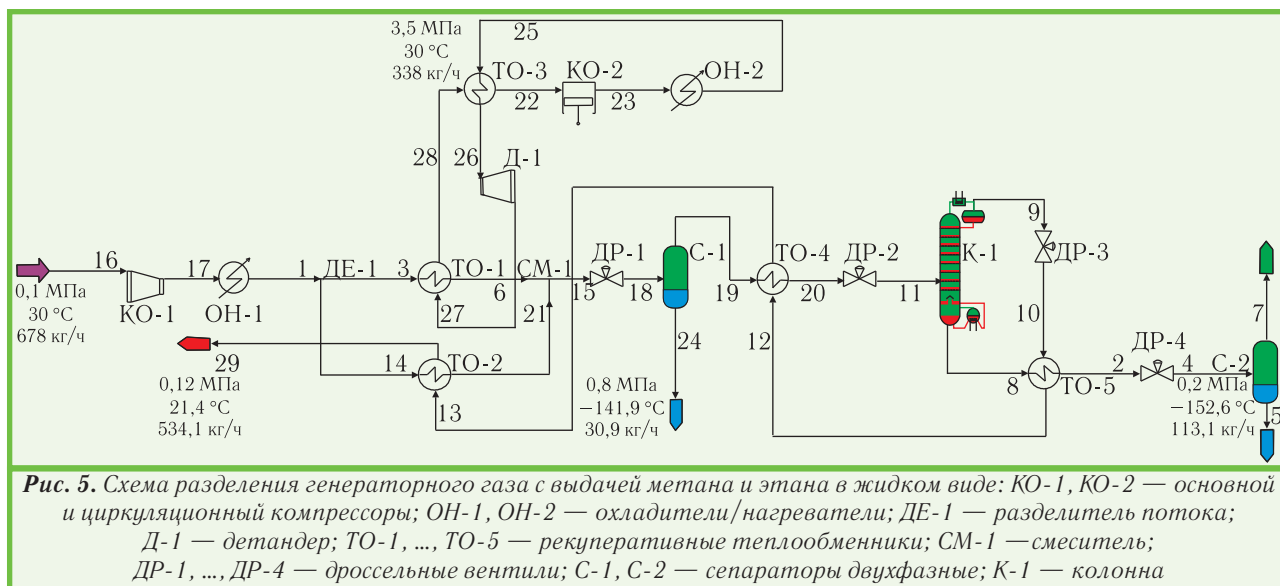


Рис. 5. Схема разделения генераторного газа с выдачей метана и этана в жидком виде: КО-1, КО-2 — основной и циркуляционный компрессоры; ОН-1, ОН-2 — охладители/нагреватели; ДЕ-1 — разделитель потока; Д-1 — детандер; ТО-1, ..., ТО-5 — рекуперативные теплообменники; СМ-1 — смеситель; ДР-1, ..., ДР-4 — дроссельные вентили; С-1, С-2 — сепараторы двухфазные; К-1 — колонна

раторного газа с существенно меньшими затратами можно получать в виде одной жидкой метаноэтановой фракции.

Технологическая схема выделения из генераторного газа жидкой фракции углеводородов низкого давления показана на рис. 6.

В установке, реализующей указанную схему, газ в количестве 678 кг/ч после его подготовки так, как указывалось ранее, сжимается в компрессоре КО-1 до давления 0,8 МПа (а не до 1,5 МПа, как в схеме, представленной на рис. 5) и охлаждается в конечном охладителе ОН-1 до температуры 30 °С. Далее он направляется на охлаждение в основные рекуперативные теплообменники ТО-1 и ТО-2. В них газ охлаждается за счёт холода сбросного газообразного потока 9 и потока циркуляционного метанового холодильного контура до температуры -150 °С. При данном давлении и температуре часть углеводородных компонентов конденсируется. После этого парожидкостная смесь через дроссельный вентиль ДР-1 поступает в ректификационную колонну К-1, в которой происходит разделение исходного газа на метаноэтановую фракцию,

отводимую из куба колонны в жидком виде, и сбросный поток, выходящий из верхней части колонны К-1.

Жидкая метаноэтановая фракция после куба колонны К-1 переохлаждается в теплообменнике ТО-4 сбросным газообразным потоком 9, сдросселированным в вентиле ДР-2 до давления 0,115 МПа. Через дроссельный вентиль ДР-3 кубовая фракция поступает в сепаратор С-1 при давлении 0,2 МПа, в котором накапливается и выдаётся потребителю в жидком виде.

Далее сбросный поток проходит через один из основных теплообменников (ТО-2), в котором нагревается до температуры 21 °С и выдаётся потребителю в состоянии 12. Так как метаноэтановая фракция выводится из установки в жидком виде, то для компенсации термодинамических потерь и потерь холода с покидающим установку низкотемпературным продуктом используется метановый холодильный контур, в котором циркулирует 370 кг/ч метана. Приведённая схема циркуляционного метанового холодильного контура упрощена с целью оценки максимальных энергозатрат. В действительности расход электроэнергии в холодильном контуре будет на 25 % меньше в связи с

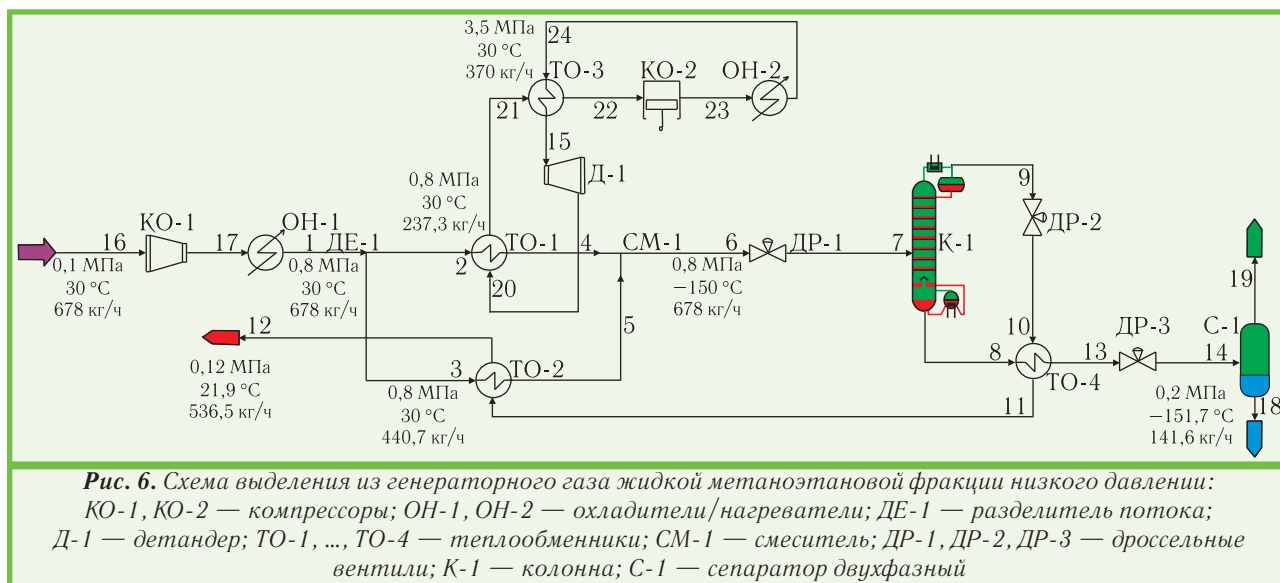


Рис. 6. Схема выделения из генераторного газа жидкой метаноэтановой фракции низкого давления: КО-1, КО-2 — компрессоры; ОН-1, ОН-2 — охладители/нагреватели; ДЕ-1 — разделитель потока; Д-1 — детандер; ТО-1, ..., ТО-4 — теплообменники; СМ-1 — смеситель; ДР-1, ДР-2, ДР-3 — дроссельные вентили; К-1 — колонна; С-1 — сепаратор двухфазный

использованием более совершенной схемы.

В установке из $1000 \text{ нм}^3/\text{ч}$ газа можно получить жидкую метаноэтановую фракцию с низким давлением $0,2 \text{ МПа}$ и температурой $-152 \text{ }^\circ\text{C}$ в количестве $141,5 \text{ кг/ч}$, состоящую из $90,5 \%$ — CH_4 и $9,5 \%$ — C_2H_6 . Энергозатраты на разделение очищенного и осушенного генераторного газа и извлечение из него жидкой метаноэтановой фракции низкого давления составят 180 кВт . Низшая теплота сгорания получаемой метаноэтановой фракции — $49,6 \text{ МДж/кг}$.

Из табл. 4 видно, как возрастают значения низшей теплоты сгорания по мере переработки генераторного газа в установках, схемы которых представлены на рисунках 5 и 6.

Таблица 4. Низшие теплоты сгорания различных потоков газов и жидкостей

Наименование потока	Низшая теплота сгорания, МДж/кг
Жидкий метан	50
Жидкая метаноэтановая фракция	49,6
Жидкий этан	45,1
Генераторный газ после очистки от CO_2 и осушки	20,4
Исходный генераторный газ	14,9
Сбросный (горючий) газ	12,7

Суммарный расход электроэнергии на выделение углеводородных продуктов будет составлять 180 или 206 кВт в зависимости от типа применяемой технологической схемы.

3.3.3. Выделение из генераторного газа жидкой метаноэтановой фракции, её газификация и выдача под высоким давлением

В случае производства углеводородов в жидком виде в схемы установок должны быть включены, как это сделано в двух проанализированных схемах, внешние источники холода, например, в виде метанового холодильного контура. При выдаче же газообразных углеводородов (метана и этана) под высоким давлением для заправки их в баллоны удельные энергозатраты будут ниже, так как холод сжатого в насосе жидко-

го продукта будет использоваться для охлаждения прямого потока генераторного газа. При работе в таком режиме снижение затрат будет обеспечено уменьшением давления нагнетания основного компрессора КО-1 и исключением из схемы установки внешнего холодильного контура (см. рис. 7).

Основным преимуществом указанной технологической схемы (см. рис. 7) является простота исполнения и низкие удельные энергозатраты при производстве компримированного газового моторного топлива.

Генераторный газ после абсорбционной (удаление CO_2) и адсорбционной (удаление влаги) очистки и осушки в количестве 678 кг/ч сжимается в компрессоре КО-1 до давления $0,8 \text{ МПа}$ и охлаждается в конечном охладителе ОН-1 до температуры $30 \text{ }^\circ\text{C}$. Далее газ направляется на охлаждение в основной рекуперативный теплообменный аппарат. Этот аппарат разбит на две части ТО-1 и ТО-2, в которых газ охлаждается за счёт холода обратных потоков до температуры $-150 \text{ }^\circ\text{C}$. При данном давлении и температуре часть углеводородных газов конденсируется. После этого парожидкостная смесь через дроссельный вентиль ДР-1 поступает в ректификационную колонну К-1, в которой происходит разделение исходного газа на метаноэтановую фракцию, отводимую из куба колонны в жидком виде, и сбросный поток 9, выходящий из верхней части колонны К-1.

Жидкая метаноэтановая фракция, отбираемая из куба колонны К-1, переохлаждается в теплообменнике ТО-3 (для покрытия теплопритоков от насоса и создания кавитационного запаса) холодом сбросного газообразного потока 9, который дросселируется через вентиль ДР-2 до давления $0,115 \text{ МПа}$. Потом фракция компримируется криогенным насосом до давления 22 МПа .

Далее эти потоки проходят основной теплообменник (ТО-1 и ТО-2), в котором нагреваются до температуры $15\text{-}20 \text{ }^\circ\text{C}$ и выдаются потребителю или поступают на дальнейшее их использование.

В итоге, из $1000 \text{ нм}^3/\text{ч}$ генераторного газа можно получить газообразную метаноэтановую фракцию с давлением 22 МПа и температурой $20 \text{ }^\circ\text{C}$ в количестве $141,5 \text{ кг/ч}$ ($195,8 \text{ нм}^3/\text{ч}$), состоящую из $83,5 \%$ — CH_4 и $16,5 \%$ — C_2H_6 . Фракцию при таких параметрах рационально использовать в качестве моторного топ-

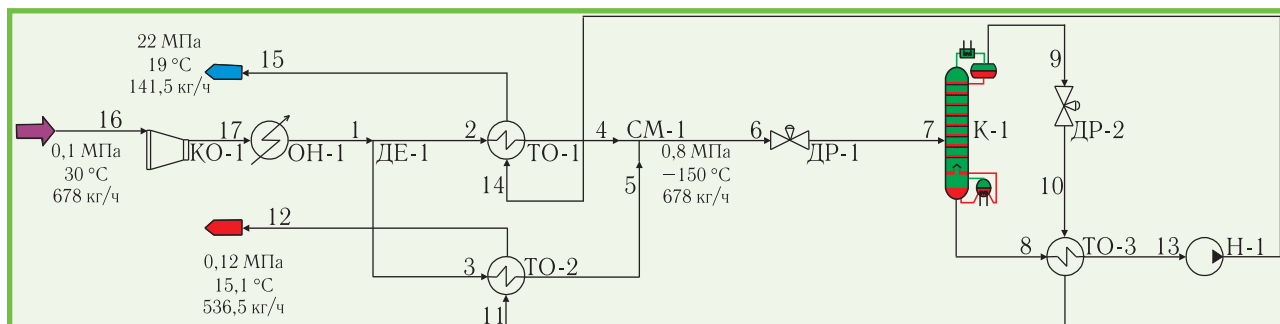


Рис. 7. Схема выделения из генераторного газа жидкой метаноэтановой фракции и выдачи её из установки насосом под высоким давлением: КО-1 — компрессор; ОН-1 — охладитель/нагреватель; ДЕ-1 — разделитель потока; ТО-1, ТО-2, ТО-3 — теплообменники; СМ-1 — смеситель; ДР-1, ДР-2 — дроссельные вентили; К-1 — колонна; Н-1 — криогенный насос

лива для заправки баллонов автомобилей.

Энергозатраты на разделение очищенного и осушенного генераторного газа и получение газообразной метаноэтановой фракции высокого давления составляют 85 кВт. Низшая теплота сгорания полученной фракции — 49,6 МДж/кг.

4. ОБЕСПЕЧЕНИЕ АВТОНОМНОСТИ КОМПЛЕКСОВ

Выполняя технико-экономический анализ проектируемой установки по разделению газа, как и любой другой технологической схемы разделения или переработки углеводородных газов, особое внимание следует уделять возможным путям повышения её эффективности. Нами были проанализированы некоторые варианты схем установок для выделения из генераторного газа метана и этана в сжиженном виде, определены их энергетические характеристики и оптимальные параметры.

Теперь попытаемся учесть ранее неиспользованные резервы для дальнейшего улучшения их показателей без существенного изменения технологических схем. К ним, в первую очередь, следует отнести применение более глубокой переработки сбросных потоков с целью получения дополнительных продуктов.

Таких потоков в разрабатываемых установках два: газообразный диоксид углерода, выходящий из десорбера блока очистки генераторного газа, и газообразный сбросный (горючий) поток легкокипящих компонентов (см. табл. 5), отбираемый из верхней части ректификационных колонн (см. рисунки 5-7).

Таблица 5. Компонентный состав сбросного (горючего) газа

Ед. изм.	H ₂	CO	N ₂
% об.	28,5	68,5	3
% масс.	2,8	93	4,2

Первый из указанных потоков — диоксид углерода — выходит из десорбера, насыщенный парами воды и содержащий следы абсорбента. Его расход в установке, перерабатывающей 1000 нм³/ч газа, — 205 кг/ч. Обеспечив его осушку и ожижение, можно получить высоколиквидный дополнительный продукт — жидкий низкотемпературный диоксид углерода, который в случае полного его сбыта будет давать прибыль, соизмеримую с прибылью от реализации жидкого метана. Суточная производительность по жидкому низкотемпературному диоксиду углерода с учётом потерь — 4674 кг. Удельный расход электроэнергии на ожижение CO₂ при использовании современных схем и оборудования не превышает 0,36 кВт·ч/кг. Суммарный расход электроэнергии на производство указанного количества диоксида углерода — 74 кВт.

Второй сбросный поток содержит три компонента: оксид углерода, водород и азот (см. табл. 5). Его расход в установке, перерабатывающей 1000 нм³/ч газа, составляет 537 кг/ч. Отметим возможные пути его ис-

пользования: выделение криогенными методами водорода для применения его как эффективного энергоносителя [8] или производство синтетического бензина по методу Фишера-Тропша. Более простым является применение этого сбросного потока в качестве топлива для производства тепловой или электрической энергии в когенерационной установке. Низшая теплота сгорания данного сбросного газа составляет 12,7 МДж/кг, а высшая — 13,3 МДж/кг. Как показывают предварительные расчёты, энергетического потенциала этого сбросного потока будет достаточно, чтобы обеспечить полную автономность разрабатываемого комплекса. В этом случае можно производить необходимые количества тепловой энергии в виде пара, требуемого для осуществления процессов регенерации абсорбента, адсорбентов блока осушки и очистки газа и адсорбентов блока осушки CO₂, а также электрической энергии, расходуемой на привод основного и вспомогательного оборудования всего комплекса, включая установку разделения генераторного газа и оборудование для осушки и ожижения диоксида углерода.

Блочная схема автономного комплекса по разделению генераторного газа, т.е. с внутренним производством электрической и тепловой энергии, представлена на рис. 3.

Электрическая энергия может производиться при помощи стандартно выпускаемых газопоршневых электростанций с когенерационными установками. Такие электростанции могут использовать в качестве топлива газ с различными значениями низшей теплоты сгорания. При оснащении электростанции соответствующим теплообменным оборудованием можно дополнительно производить горячую воду для отопления и горячего водоснабжения.

Приведём характеристики автономных комплексов по разделению генераторного газа (см. рис. 3) с учётом производства в них жидкого низкотемпературного диоксида углерода. За основу возьмём две установки. Технологическая схема первой из них представлена на рис. 5. Она является самой энергоёмкой. Во второй реализуется технологическая схема (см. рис. 7), характеризующаяся минимальными энергозатратами.

Для выделения CO₂ из генераторного газа необходим водяной пар для регенерации раствора абсорбента со следующими параметрами: $p=0,3$ МПа и $T=135$ °С. Кроме этого, целесообразно использовать такой пар для подогрева регенерирующих потоков блока комплексной очистки и осушки.

Приняв КПД парового котла равным 0,9, установим, что в него следует подавать не менее 170 кг/ч сбросного потока. При этом расходе топлива будет обеспечена работа блоков абсорбционной (извлечение CO₂) и адсорбционной (паронагреватель регенерирующего газа) очистки и осушки генераторного газа.

Проведём оценку значений мощности, потребляемой автономно работающими комплексами при выдаче из них углеводородов в жидком (см. рис. 5) или газообразном (см. рис. 7) состояниях и одновременном производстве жидкого низкотемпературного диоксида углерода (см. табл. 6).

Таблица 6. Значения мощности, расходуемой отдельными объектами потребления в составе автономно работающих комплексов

Потребитель	Мощность, кВт	
	Первый комплекс (рис. 5)	Второй комплекс (рис. 7)
Углекислотная установка	74	74
Паровой котёл	8	8
Шкаф управления	2	2
Насос сжиженного метана / метаноэтановой фракции	3	5
Насос сжиженного этана	2	—
Компрессор (основной)	117*	85**
Компрессор циркуляционный	98	—
Вспомогательное оборудование	26	26
Всего	330	200

Примечание: *) Давление нагнетания 1,5 МПа. **) Давление нагнетания 0,8 МПа.

Из табл. 6 следует, что суммарная установленная мощность, потребляемая оборудованием первого комплекса, представленного на рис. 5, составляет 330 кВт, а второго комплекса — 200 кВт (см. рис. 7). В действительности, комплексы будут потреблять меньшие количества электроэнергии (75-80 % от указанных). Для энергообеспечения комплексов можно использовать стандартные газопоршневые станции с когенерационными установками, которые будут работать на сбросных потоках газа. Для обеспечения работы когенерационной установки потребуется сжигать 245 кг/ч сбросного газа, выходящего из установки по производству жидких метана и этана (см. рис. 5). В случае получения сжатой газообразной метаноэтановой фракции высокого давления (см. рис. 7) потребность когенерационной установки в сбросном газе составит 145 кг/ч.

Следовательно, суммарный расход сбросного газа, используемого в паровом котле для производства пара и в когенерационных установках (выработка электрической и тепловой энергии), составит 415 кг/ч при работе по 1-ой схеме и 315 кг/ч — при обеспечении работы 2-ой схемы. Установки же, входящие в состав комплексов, могут выдавать 537 кг/ч сбросного газа. Оставшийся газ можно направить на производство дополнительного тепла или электроэнергии.

Автономные комплексы по переработке генераторного газа (см. рисунки 3, 5 и 7) будут иметь характеристики, указанные в табл. 7.

3. ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Таким образом, показано, что можно получать из генераторного газов высоколиквидные жидкие и газовые виды топлива. Выгодно использовать поток сброс-

ного газа для производства электрической и тепловой энергии в когенерационных установках, что позволит обеспечить автономность работы комплексов.

Таблица 7. Показатели автономно действующих комплексов по переработке генераторного газа

Показатель	Типы комплексов	
	рис. 5	рис. 7
Расход исходного генераторного газа типа ГГС-А	1000 нм ³ /ч (933 кг/ч)	1000 нм ³ /ч (933 кг/ч)
Производство жидкого низкотемпературного диоксида углерода	195 кг/ч	195 кг/ч
	жидкого метана	113 кг/ч
	жидкого этана	31 кг/ч
	водяного пара	1000 кг/ч
Вырабатываемая электрическая мощность	330 кВт	200 кВт
Расходуемая комплексом мощность, не более	265 кВт	160 кВт

Примечание: *) Газообразная метаноэтановая фракция высокого давления, состоящая из 83,5 % — CH₄ и 16,5% — C₂H₆.

Из исходного влажного газа типа ГГС-А, подаваемого в установку в количестве 1000 нм³/ч, можно получить 113 кг/ч жидкого CH₄ и 31 кг/ч жидкого C₂H₆ или 144 кг/ч газообразной метаноэтановой фракции высокого давления при удельных энергозатратах 1,1...1,8 кВт ч/кг.

При использовании сбросного потока в качестве топлива когенерационных установок (в случае создания автономных комплексов) можно будет дополнительно производить 195 кг/ч жидкого низкотемпературного диоксида углерода.

ЛИТЕРАТУРА

1. Украина использует лишь 3 % возобновляемой энергии // Діловий вісник. — 2008. — № 1 (164). — С. 19.
2. Очистка технологических газов / Под редакцией **Т.А. Семенов**, **И.Л. Лейтеса**. — М.: Химия, 1977. — 488 с.
3. ТУУ40.2-05417035-061:2007. Газ горючий смесевой.
4. **Клименко А.П.** Сжиженные углеводородные газы. — М.: Недра, 1974. — 368 с.
5. **Пименова Т.Ф.** Производство и применение сухого льда, жидкого и газообразного диоксида углерода. — М.: Лёгкая и пищевая пром-сть, 1982. — 208 с.
6. Общая химическая технология. Ч.2/ **К.В. Брянкин**, **Н.П. Утробин**, **В.С. Орехов**, **Т.П. Дьячкова**. — Тамбов: ТГТУ, 2006. — 172 с.
7. ГазКондНефть — программа расчёта фазового равновесия многокомпонентных смесей (разработчик — Институт газа НАН Украины).
8. **Степанов А.В.** Получение водорода из водородосодержащих газов. — К.: Наукова думка, 1982. — 312 с.