

УДК 621.594; 575,3; 536,7; 482

Г.К. Лавренченко, А.В. КопытинУкраинская ассоциация производителей технических газов «УА-СИГМА», а/я 188, г. Одесса, Украина, 65026
e-mail: uasigma@raso.net**РЕШЕНИЕ ЗАДАЧИ ПРОФЕССОРА В.С. МАРТЫНОВСКОГО**

Профессор В.С. Мартыновский в своё время сформулировал задачу: «Если использовать холод, вырабатываемый установкой, для ликвидации загрязнений от собственной котельной, то останется ли холод для очистки воздуха от загрязнений, создаваемых другими источниками?». Решению задачи посвящена данная статья, в которой на основе проведённых исследований доказана возможность создания и обеспечения работы такой установки. Для этого разработана схема и методика расчёта эффективных энерготехнологических комплексов, потребляющих природный газ, для производства жидкого низкотемпературного диоксида углерода, газообразного азота и электроэнергии. Предложена методика определения условий, соответствующих максимуму коэффициента ожижения CO_2 в ожижителе диоксида углерода, работающего по циклу высокого давления. Поставлена и решена задача определения оптимального состава циркулирующего аминового раствора в абсорбционно-десорбционной установке, содержащего 10 % МЭА и 40 % МДЭА, который отвечает минимальному удельному потреблению теплоты на регенерацию раствора 4500 кДж/кг CO_2 . Создана методика расчёта коэффициента избытка воздуха и количества природного газа, подаваемого в когенерационную установку, для достижения её рабочих характеристик. Найден и обоснован способ эффективного включения когенерационной установки в состав энерготехнологического комплекса и организации процесса горения природного газа в среде кислорода дымовых газов. Определены характеристики энерготехнологического комплекса в режиме переработки дополнительных сторонних дымовых газов. При этом производительность по жидкому низкотемпературному CO_2 и газообразному N_2 может увеличиться в 1,5 раза. Определены энергетические характеристики и производительность энерготехнологического комплекса, подтверждающие возможность его автономной работы с высокой термодинамической эффективностью ($\eta_e = 21\%$).

Ключевые слова: Энерготехнологический комплекс. Природный газ. Диоксид углерода. Азот. Электроэнергия. Энергетический КПД. Когенерационная установка. Ожижитель диоксида углерода. Абсорбционно-десорбционная установка. Генератор дымовых газов стехиометрического состава.

G.K. Lavrenchenko, A.V. Kopytin**SOLUTION OF THE PROBLEM BY PROFESSOR V.S. MARTYNOVSKY**

Professor V.S. Martynovsky at one time formulated the problem: «If you use the cold produced by the plant, for liquidation impurities from the its own boiler then will be a cold for cleaning the air from impurities created by other sources?». This article is devoted solution of the problem, in which on the basis of carried out researches demonstrated the possibility of establishment and maintenance work such installation. For this a scheme and method calculation of the effective energy and technology complex that consumes natural gas for the production of low-temperature liquid carbon dioxide, nitrogen gas and electricity were developed. The method of determine the conditions corresponding to the maximum coefficient liquefaction of CO_2 in the carbon dioxide liquefier, working on a cycle of high pressure was proposed. The problem of determining the optimal composition of the circulating amine solution in absorption and desorption installation containing 10 % of MEA and 40 % MDEA, which corresponds to the minimum specific consumption of heat for the regeneration solution is 4500 kJ/kg of CO_2 , is posed and solved. The method of calculation coefficient of excess air and quantity of natural gas supplied to the cogeneration unit, to achieve its performances, was created. Established method of calculating the excess air ratio and the amount of natural gas supplied to the cogeneration unit, to achieve its performances. Found

© Г.К. Лавренченко, А.В. Копытин

and proved way of effective including a cogeneration unit in the energy and technology complex and the organization of the combustion process natural gas in oxygen smoke gases. The characteristics of the energy and technology complex in the mode of processing the additional third-party of smoke gases are determined. In this case the performance of low-temperature liquid CO₂ and of the gaseous N₂ can be increased by 1,5 times. The energy characteristics and performance of the energy and technology complex, confirming the possibility of it's an autonomous with a high thermodynamic efficiency ($\eta_e=21\%$) are determined.

Keywords: Energy and technology complex. Natural gas. Carbon dioxide. Nitrogen. Electricity. Exergy efficiency. Cogeneration unit. Carbon dioxide liquefier. Absorption-de-sorption unit. Generator of smoke gases the stoichiometric composition.

ОБОЗНАЧЕНИЯ

АДУ — абсорбционно-десорбционная установка;
 БО — блок осушки;
 ГВ — горячая вода;
 ГС — газовая смесь;
 ДГ — дымовой газ;
 ДГСС — дымовой газ стехиометрического состава;
 КА — котельный агрегат;
 Кип — кипятильник;
 КМ — компрессорная машина;
 Конд — конденсатор;
 КУ — когенерационная установка;
 МДЭА — метилдиэтанолламин;
 МЭА — моноэтаноламин;

ОДУ — ожижитель диоксида углерода;
 Охл — охлаждающий газ;
 ПГ — природный газ;
 ПТУ — паротурбинная установка;
 Рег — регенерирующий газ;
 ТУ — традиционная установка;
 ХМ — холодильная машина;
 ЦВД — цикл высокого давления;
 ЦСД — цикл среднего давления;
 Эл — электроэнергия;
 ЭТК — энерготехнологический комплекс;
 LTLCO₂ — жидкий низкотемпературный диоксида углерода

1. ВВЕДЕНИЕ

В монографии «Циклы, схемы и характеристики термотрансформаторов» профессор В.С. Мартыновский сформулировал следующую задачу: «Если использовать холод, вырабатываемый установкой, для ликвидации загрязнений от собственной котельной, то останется ли холод для очистки воздуха от загрязнений, создаваемых другими источниками?» [1].

При всей краткости и лаконичности задачи, которая интуитивно понятна, она всё-таки нуждается в пояснении и уточнении. Из условия задачи следует, что холодильная машина должна быть теплоиспользующей. Её назначение — очистка от загрязнений дымовых газов, во-первых, собственной котельной, во-вторых, сторонних источников.

Под загрязнениями следует понимать диоксид углерода (парниковый газ), содержащийся в дымовых газах, образующихся в результате сгорания топлива в собственной котельной или в другом агрегате.

Установка для очистки от загрязнений должна располагаться в непосредственной близости от внешнего источника дымовых газов, чтобы выполнить своё предназначение. Это позволит сократить затраты на сбор и подачу дымовых газов на переработку и очистку.

Анализ задачи В.С. Мартыновского показывает, что самого удаления диоксида углерода из дымовых газов недостаточно. Необходимо получить СО₂ в виде жидкости при низкой температуре с давлением $P_{тр} < P \leq 1,8$ МПа, где $P_{тр}$ — давление в тройной точке

СО₂. Диоксид углерода в таком состоянии — универсальный продукт для транспортирования, хранения и применения, а также для последующего захоронения или использования, которое бы позволило его вернуть в глобальный природный цикл, например, в результате производства карбамида — эффективного удобрения. Следовательно, во-первых, необходимо извлечь диоксид углерода из дымовых газов, во-вторых, получить его в конденсированном низкотемпературном состоянии.

Известно, что наиболее распространёнными способами извлечения СО₂ из газовых смесей, в том числе и из дымового газа, являются следующие:

1. Вымораживание СО₂ на поверхностях, охлаждаемых внешней холодильной машиной.
2. Вымораживание СО₂ из потока дымового газа, охлаждаемого при расширении его в турбодетандере.
3. Выделение СО₂ с помощью процессов абсорбции-десорбции.

Из всех перечисленных способов только в одном используется холодильная машина, которая должна охлаждать поверхность теплообмена, на которой будет вымораживаться диоксид углерода из дымовых газов. Температура поверхности вымораживателя однозначно определяется конечным значением содержания СО₂ в дымовых газах и должна быть ниже температуры насыщения диоксида углерода в соответствии с его парциальным давлением в смеси. Так, например, если в конце процесса, который реализуется при атмосферном давлении, содержание СО₂ сос-

тавляет 3 %, то температура вымораживания должна быть ниже минус 113 °С. Если же пытаться достичь остаточного содержания CO_2 в дымовых газах на уровне 1 %, то необходимо поддерживать поверхность при температуре ниже минус 125 °С; при полном вымораживании — минус 143 °С. Это приведёт к большим затратам энергии для обеспечения работы холодильной машины в этих условиях. Кроме этого, серьёзным недостатком такой схемы является обязательное наличие в ней не менее двух переключающихся вымораживателей.

Следует отметить, что никакая теплоиспользующая холодильная машина не способна обеспечить эффективное и экономичное охлаждение дымовых газов до указанных температур. Наиболее простыми и широко применяемыми теплоиспользующими холодильными машинами являются абсорбционные бромистолитиевые или водоаммиачные холодильные машины, вырабатывающие холод при температурах 7 °С или минус 30 °С, соответственно. Применение их непосредственно для достижения указанных целей нецелесообразно. С другой стороны, они могут быть полезно использованы для конденсации CO_2 после его предварительного компримирования и осушки в холодильных углекислотных установках каскадного типа, работающих по циклу высокого или среднего давлений. В верхнем каскаде — абсорбционная холодильная машина, в нижнем — углекислотный компрессор заданной производительности. Такие установки называются ожижителями диоксида углерода.

Известно, что наиболее эффективным способом очистки дымовых газов от CO_2 являются процессы, основанные на химической абсорбции. Для этого необходима абсорбционно-десорбционная установка, в абсорбере которой водным раствором моноэтаноламина из дымовых газов поглощается газообразный CO_2 , а в десорбере за счёт подвода теплоты сгорания природного газа осуществляется процесс регенерации раствора с выделением газообразного CO_2 , который далее направляется в ожижитель диоксида углерода.

Таким образом, для ликвидации загрязнений от собственной котельной необходимо иметь две установки — абсорбционно-десорбционную установку и ожижитель диоксида углерода. Указанные установки входят в состав традиционных углекислотных станций, работающих на базе сжигания природного газа и предназначенных для производства CO_2 из образовавшихся продуктов сгорания. В связи с этим можно дать положительный ответ лишь на первую часть во-проса проф. В.С. Мартыновского, т.е. подтвердить возможность очистки дымового газа от собственной котельной. Однако для ответа на вторую часть его вопроса, относящуюся к очистке сторонних дымовых газов от загрязнений, необходима разработка таких систем производства жидкого низкотемпературного диоксида углерода, которые позволили бы получать его автономно с относительно низкими затратами. Возможное улучшение показателей существующих комплексов, даже несколько реконструированных, ог-

раничено. Необходимо создание новых энерготехнологических комплексов, более эффективно использующих высокое значение эксергии природного газа.

Следует отметить, что жидкий низкотемпературный диоксид углерода является не столько загрязнением, сколько ликвидным продуктом, который в большинстве случаев получают из дымовых газов, образованных в результате сгорания природного газа. Однако существующим углекислотным комплексам присуща низкая эффективность использования эксергии природного газа. Эксергетический КПД традиционных установок составляет менее 1 %.

Из наших исследований [2-6] можно заключить, что эффективнее всего получать жидкий низкотемпературный диоксид углерода, а также газообразный азот в энергопроизводящих комплексах, потребляющих природный газ. Разработкам и исследованиям таких комплексов пока не уделяется должного внимания, несмотря на растущую стоимость природного газа.

Эти комплексы для производства, наряду с CO_2 и N_2 , ещё теплоты и электроэнергии рационально создавать на основе выпускаемых различными фирмами современных когенерационных установок. Однако простое их включение в состав разрабатываемых комплексов автономного типа без поиска и реализации ряда решений оказывается практически невозможным. Это обусловлено тем, что продукты сгорания после газового двигателя содержат относительно большое количество кислорода, вызывающего полимеризацию применяемых в процессах абсорбции-десорбции CO_2 водных растворов аминов. Кроме этого, температурный потенциал и количество теплоты, производимой когенерационной установкой, оказываются существенно ниже, чем требуется для извлечения CO_2 из продуктов сгорания. Всё это делает актуальным разработку новых эффективных энерготехнологических комплексов автономного типа для получения жидкого CO_2 , газообразного N_2 и электроэнергии только за счёт использования природного газа.

2. СТРУКТУРА ЭНЕРГОТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО КОМПЛЕКСА

На рис. 1 представлена принципиальная схема разработанного энерготехнологического комплекса (ЭТК), который состоит из трёх основных установок: когенерационной 1 и абсорбционно-десорбционной 3 установок, а также ожижителя диоксида углерода 4. ЭТК при использовании только природного газа производит жидкий низкотемпературный диоксид углерода, газообразный азот и электрическую энергию.

Как видно из рис. 1, природный газ $G_{\text{ПГ}}^{\text{ЭТК}}$, поступающий в комплекс, делится на две части: одна $G_{\text{ПГ}}^{\text{КВ}}$ направляется в когенерационную установку для выработки электроэнергии $W_{\text{эл}}^{\text{КВ}}$, горячей воды $Q_{\text{ГВ}}^{\text{КВ}}$ и дымовых газов $G_{\text{ДГ}}^{\text{КВ}}$, другая $G_{\text{ПГ}}^{\text{ДГСС}}$ — в генератор ДГСС. ЭТК способен также перерабатывать сторонние дымовые газы. Поэтому дымовые газы после когенера-

ционной установки, природный газ и сторонние дымовые газы от внешнего котельного агрегата $G_{дг}^{КА}$ предварительно смешиваются и подаются в генератор ДГСС.

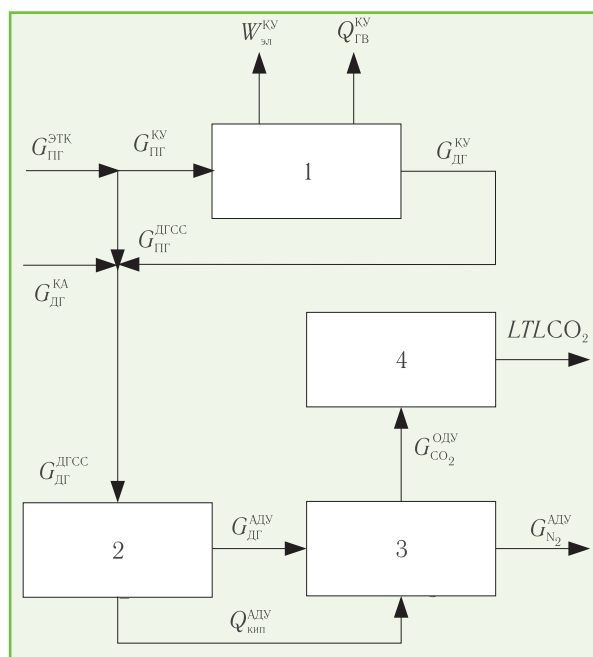


Рис. 1. Принципиальная блок-схема энерготехнологического комплекса:
1 — когенерационная установка (КУ);
2 — генератор дымовых газов стехиометрического состава (ДГСС); 3 — абсорбционно-десорбционная установка (АДУ); 4 — ожижитель диоксида углерода (ОДУ)

Источник сторонних дымовых газов, как правило, находится в непосредственной близости от комплекса, что существенно снижает расходы на сбор и транспортирование дымовых газов к месту их переработки. В генераторе ДГСС за счёт применения катализатора происходит беспламенное каталитическое горение природного газа в среде кислорода дымовых газов. В результате выделяется теплота, используемая в кипятильнике абсорбционно-десорбционной установки для регенерации раствора абсорбентов, и получается дымовой газ стехиометрического состава, из которого наряду с CO_2 извлекается ещё и технологический газообразный азот.

После генератора ДГСС 2 дымовые газы направляются в абсорбционно-десорбционную установку 3 для разделения на газообразный диоксид углерода, который подаётся в ожижитель диоксида углерода 4 для дальнейшего ожижения и выдачи жидкого низкотемпературного диоксида углерода, и газообразный азот, который предварительно осушается, компримируется до давления 0,8 МПа и выдаётся потребителю.

Для обеспечения работоспособности ЭТК необходимо эффективно организовать процессы производства жидкого низкотемпературного диоксида углерода, газообразного азота и электроэнергии, решив следующие задачи:

- выполнить оптимизацию рабочих характеристик ожижителя диоксида углерода с целью обеспечения максимума коэффициента ожижения CO_2 ;
- найти оптимальный состав циркулирующего аминового раствора абсорбентов в абсорбционно-десорбционной установке, отвечающий минимуму расхода теплоты на его регенерацию;
- определить рациональное распределение природного газа между когенерационной установкой и генератором ДГСС, которое будет соответствовать максимуму производимой электроэнергии и минимуму потребляемой теплоты на процесс регенерации циркулирующего раствора в АДУ;
- создать условия для обеспечения процесса горения природного газа в среде кислорода дымовых газов в генераторе ДГСС;
- определить энергетические характеристики и производительность ЭТК в режиме переработки как собственных, так и дополнительных сторонних дымовых газов, подтверждающие способность комплекса работать автономно с высокой термодинамической эффективностью.

3. ОПТИМИЗАЦИЯ РАБОТЫ ОЖИЖИТЕЛЯ ДИОКСИДА УГЛЕРОДА

ЭТК ориентирован на производство жидкого низкотемпературного CO_2 как наиболее удобного продукта с точки зрения его хранения, транспортирования и газификации в местах потребления. При его создании необходимо оптимизировать работу ОДУ. Для этого, как показал анализ [7, 8], в его состав нужно включить низкотемпературную холодильную машину для переохлаждения жидкого CO_2 перед дросселированием в изотермическую ёмкость. Образующиеся при этом пары CO_2 после дросселирования следует направлять на регенерацию и охлаждение адсорберов блока осушки (БО) с последующей их подачей на всасывание в компрессор (рис. 2).

Задача оптимизации работы ОДУ в общем случае сводится к определению условий максимума коэффициента ожижения $z_{CO_2}^{ОДУ}$ при следующих допущениях:

1. Необходимо компенсировать потери газообразного CO_2 в КМ и конденсаторе за счёт увеличения потока исходного газа $G_{CO_2}^{АДУ}$ до его значения

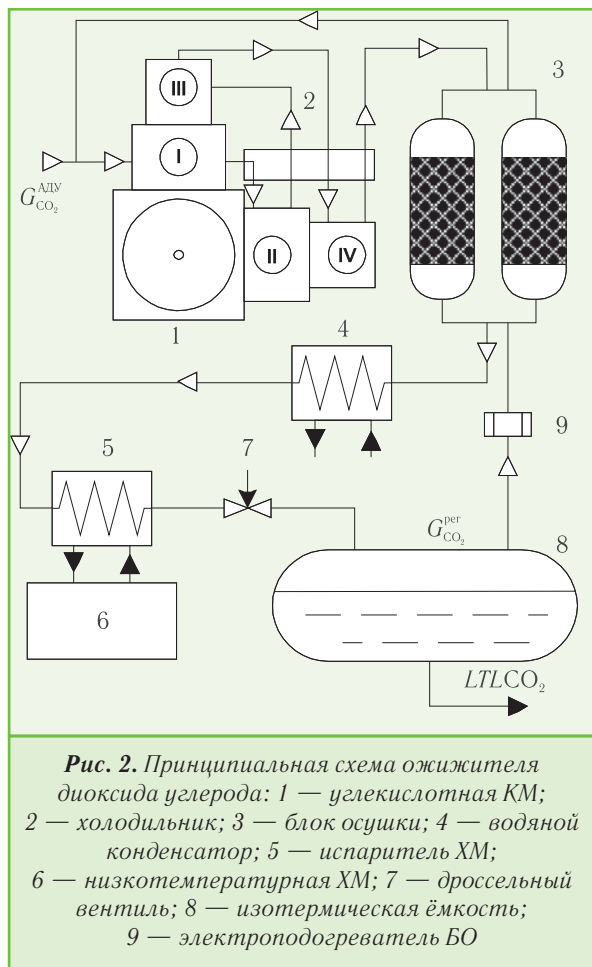
$$G_{CO_2}^{KM} = \frac{1}{k_{CO_2}^{KM} k_{CO_2}^{конд}} G_{CO_2}^{АДУ}, \quad (1)$$

где $k_{CO_2}^{KM} = \prod_{i=1}^n (1 - k_{пот}^{i,ст})$ — коэффициент, характеризующий производительность углекислотного компрессора по диоксиду углерода с учётом его потерь на периодические продувки ступеней сжатия (оценки показывают, что в среднем теряется 1 % CO_2 на каждую ступень компримирования); $k_{CO_2}^{конд} = f(C_{CO_2}^{конд})$ — коэффициент, учитывающий потери газообразного CO_2 в водяном конденсаторе, обусловленные сбросом в атмос-

феру неконденсирующихся примесей (в среднем теряется 1...2 % CO₂).

2. Следует увеличение расхода газообразного CO₂ через компрессор $G_{CO_2}^{KM}$ осуществлять за счёт организации циркулирующего потока $G_{CO_2}^{per}$ в ОДУ, требуемого для регенерации БО. С учётом этого

$$G_{CO_2}^{KM} = G_{CO_2}^{ADV} + G_{CO_2}^{per} \quad (2)$$



3. Нужно поддерживать расход регенирующего газа постоянным и равным количеству газа, подаваемого на охлаждение адсорберов БО, т.е. обеспечить

$$G_{CO_2}^{per} = G_{CO_2}^{охл} = idem. \quad (3)$$

В соответствии с принятыми допущениями коэффициент ожижения

$$z_{ож}^{ODV} = k_{CO_2}^{ODV} = \prod_{i=1}^n (1 - k_{пот}^{i,ст}) = (1 - x_{CO_2}) = y_{CO_2}. \quad (4)$$

Критерием работоспособности ОДУ, согласно [9,10], является выполнение неравенства, характеризующего работу БО, в виде:

$$\tau_{адс} - \tau_{пр} \geq \tau_{нагр} + \tau_{охл} + \tau_{под} + \tau_{сбр}, \quad (5)$$

где $\tau_{адс}, \tau_{пр}, \tau_{нагр}, \tau_{охл}, \tau_{под}, \tau_{сбр}$ — время адсорбции, парал-

ельной работы, нагрева, охлаждения, подъёма и сброса давления, соответственно, ч.

Выражения (1)-(5) легли в основу методики расчёта показателей работы ОДУ, соответствующих максимуму коэффициента ожижения. С их использованием выполнена оценка эффективности работы ОДУ,

Установка	ТУ	ЭТК	
		ЦВД	ЦСД
Реализуемый цикл	ЦВД	ЦВД	ЦСД
$N_{эл}^{KM}$, кВт	46,32	46,32	26,36
$N_{эл}^{BO}$, кВт	0,38	0,38	0,38
$N_{эл}^{XM}$, кВт	—	6,05	25,21
$N_{эл}^{ODV}$, кВт	46,69	52,75	51,95
$z_{ож}^{ODV}$	0,52	0,95	0,95
$N_{уд}^{ODV}$, кВтч/кг	0,365	0,226	0,22
η_e^{ODV} , %	15	25	26

работающего по ЦВД с применением компрессора марки 2УП (табл. 1).

Таблица 1. Основные характеристики ОДУ

Примечания: $N_{эл}^{ЭП}, N_{эл}^{BO}, N_{эл}^{XM}, N_{эл}^{ODV}$ — потребляемые электрические мощности КМ, БО, ХМ и ОДУ, соответственно; $z_{ож}^{ODV}$ — коэффициент ожижения; $N_{уд}^{ODV}$ — удельные энергозатраты ОДУ; η_e^{ODV} — эксергетический КПД ОДУ.

Из табл. 1 видно, что ОДУ ТУ обладает низкой эффективностью при производстве LTLCO₂, которая составляет $\eta_e^{ODV} = 15\%$. Это обусловлено низким коэффициентом ожижения 0,52 и, соответственно, высокими удельными энергозатратами (0,365 кВтч/кгCO₂). Расчёт характеристик ОДУ ЭТК, работающего по ЦВД, показал, что при увеличении энергопотребления на 13 % за счёт установки низкотемпературной ХМ и организации циркуляции необходимого и достаточного количества регенирующего газа (см. рис. 2) эффективность производства LTLCO₂ вырастет на 62 % и η_e^{ODV} составит 25 %, что приведёт к снижению удельных энергозатрат на 38 % с 0,365 до 0,226 кВтч/кгCO₂. Эффективность производства LTLCO₂ по ЦСД ($\eta_e^{ODV} = 26\%$) соизмерима с эффективностью ОДУ, работающего по ЦВД ($\eta_e^{ODV} = 25\%$).

4. ОПТИМИЗАЦИЯ ХАРАКТЕРИСТИК АБСОРБЦИОННО-ДЕСОРБЦИОННОЙ УСТАНОВКИ

Большое влияние на характеристики абсорбционно-десорбционных установок (рис. 3) оказывают протекающие в них процессы абсорбции-десорбции CO₂. Традиционно для регенерации раствора абсорбента требуется много теплоты, кото-

рая подводится к кипятивнику раствора в виде водяного пара в количестве 5...6 т пара/т CO_2 . Поэтому целесообразно рассмотреть различные варианты снижения затрат теплоты, необходимой для обеспечения процесса десорбции CO_2 в установке. Для решения поставленной задачи исследовалось влияние состава раствора амины-вода на энергетические характеристики процессов абсорбции-десорбции CO_2 с целью определения оптимального состава раствора, обеспечивающего минимальное потребление теплоты на процесс регенерации раствора.

Анализ различных процессов аминного извлечения CO_2 из дымовых газов [11-13] позволил сформулировать основные требования, предъявляемые к абсорбентам. Выбранный для абсорбционно-десорбционной установки абсорбент должен обеспечивать:

1. Снижение количества циркулирующего амина за счет перехода на менее коррозионноактивный абсорбент, допускающий более высокую концентрацию и степень насыщения CO_2 .

2. Уменьшение тепловых нагрузок на кипятивник, конденсатор и теплообменное оборудование в результате использования амина, требующего меньшей кратности циркуляции и имеющего более низкую теплоту реакции с CO_2 .

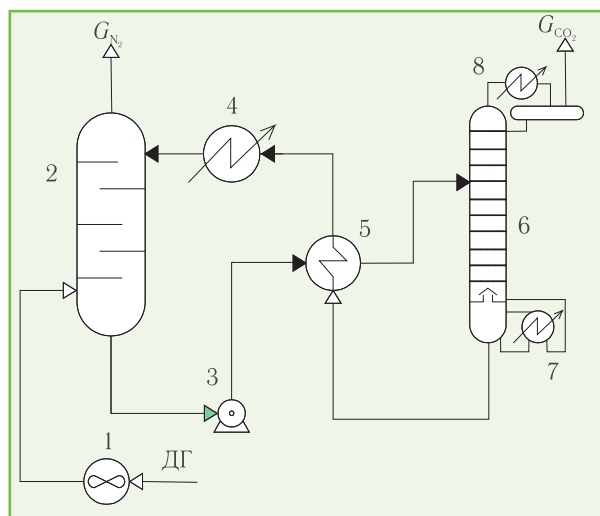


Рис. 3. Принципиальная схема абсорбционно-десорбционной установки:
1 — газодувка; 2 — абсорбер; 3 — насос;
4 — холодильник раствора; 5 — теплообменник;
6 — десорбер; 7 — кипятивник; 8 — конденсатор

Так как отдельные типы аминов не позволяют существенно снизить указанные показатели, было решено использовать водную смесь моноэтаноламина (МЭА) и метилдиэтаноламина (МДЭА). Задача оптимизации состава водного раствора абсорбентов в общем случае сводится к определению

$$\xi^* \equiv \text{opt}\{\xi\} \rightarrow \min f(q_{\text{кип}}^{\text{АДВ}}), \quad (6)$$

где ξ^* — оптимальный состав водного раствора абсорбентов;

$$\begin{aligned} \xi &= \sum_{i=1}^n \xi_i = \sum_{i=1}^n \xi_i^{\text{Амин}} + \xi_{\text{CO}_2} + \xi_{\text{H}_2\text{O}} = \\ &= \xi_{\text{МЭА}} + \xi_{\text{МДЭА}} + \xi_{\text{CO}_2} + \xi_{\text{H}_2\text{O}}, \end{aligned} \quad (7)$$

$\xi_i^{\text{Амин}}$, ξ_{CO_2} , $\xi_{\text{H}_2\text{O}}$ — концентрации аминов (МЭА, МДЭА), CO_2 и воды, соответственно, % масс;

$$\xi_{\text{CO}_2} = \sum_{i=1}^n \xi_i^{\text{Амин}} x_{\text{Амин}} = \xi_{\text{МЭА}} x_{\text{МЭА}} + \xi_{\text{МДЭА}} x_{\text{МДЭА}}, \quad (8)$$

$x_{\text{Амин}} = f(k_{\text{CO}_2}^{\text{АДВ}}, k_{\text{рег}}^{\text{АДВ}})$ — степень карбонизации амина ($\text{кгCO}_2/\text{кг}$ амина или моль $\text{CO}_2/\text{моль}$ амина), зависящая от требуемой степени извлечения CO_2 из ДГ и расхода теплоты на регенерацию раствора, характеризующего коэффициентом регенерации амина.

При заданной производительности по газообразному диоксиду углерода $G_{\text{CO}_2}^{\text{АДВ}}$ удельный расход циркулирующего раствора

$$g_p = \frac{1}{k_{\text{рег}}^{\text{АДВ}}} \frac{\left(\sum_{i=1}^n \xi_i^{\text{Амин}} / \xi_{\text{CO}_2} \right) + 1}{\sum_{i=1}^n \xi_i^{\text{Амин}} + \xi_{\text{CO}_2}}. \quad (9)$$

При решении оптимизационной задачи вводились ограничения на содержание аминов. Так, МЭА, как правило, используется в виде 10...20 %-ных растворов; степень насыщения кислыми компонентами ограничивается 0,45 моль/моль МЭА. Более высокие концентрации и степени насыщения являются причиной повышенной коррозии оборудования. Концентрация МДЭА в растворе составляет 20...50 %, степень насыщения кислыми компонентами — до 0,3 моль/моль МДЭА. Использование смеси аминов даёт возможность удачно сочетать сильные стороны различных её составляющих: низкую коррозионную активность МДЭА, что позволяет поддерживать высокую концентрацию аминного раствора и его степень насыщения кислыми компонентами, с повышенной реакционной способностью МЭА к CO_2 , что способствует достижению требуемой степени очистки ДГ от CO_2 .

При поиске оптимального состава водного раствора абсорбента, согласно (7), учитывались также ограничения: температура десорбции не должна превышать 125°C , расход извлекаемого CO_2 из ДГ $G_{\text{CO}_2}^{\text{АДВ}} = \text{idem}$; концентрация CO_2 в отходящем потоке газа (N_2) из абсорбера $C_{\text{CO}_2}^{\text{N}_2} = \text{idem}$; концентрация аминов в растворе абсорбента должна быть в пределах, обеспечивающих минимальную коррозионную активность раствора для каждого из выбранных аминов, и не превышать 50 % масс. для всего раствора.

Работоспособность абсорбционно-десорбционной установки подтверждалась выполнением теплового баланса кипятивника раствора [14], кДж/кг :

$$q_{\text{кип}}^{\text{АДВ}} = q_{\text{хим}} + q_p + q_{\text{вт.п}} + q_{\text{пот}}, \quad (10)$$

где $q_{\text{хим}}$ — удельное количество теплоты, затрачи-

вае-мой на реакцию химического разложения карбоната амина; q_p — удельный расход теплоты, расходуемой на нагрев раствора до температуры десорбции; $q_{вт.п}$ — удельное количество теплоты, уносимое с вторичными водяными парами; $q_{пот}$ — удельные потери теплоты.

При принятом составе продуктов сгорания природного газа (CO_2 — 9,3 %, N_2 — 72,0 % и H_2O — 18,7 %), соответствующего коэффициенту избытка воздуха $\alpha=1$, а также заданной производительности установки по газообразному CO_2 на уровне 250 кг/ч и прочих рабочих параметрах АДУ (температура дымовых газов на входе в абсорбер 40 °С; температура раствора на входе в абсорбер 45 °С; концентрация CO_2 в отходящем из абсорбера газе 0,03 % об.; чистота производимого газообразного CO_2 99,8 %), лучшие результаты были получены для раствора, содержащего 10 % МЭА и 40 % МДЭА масс. (рис. 4).

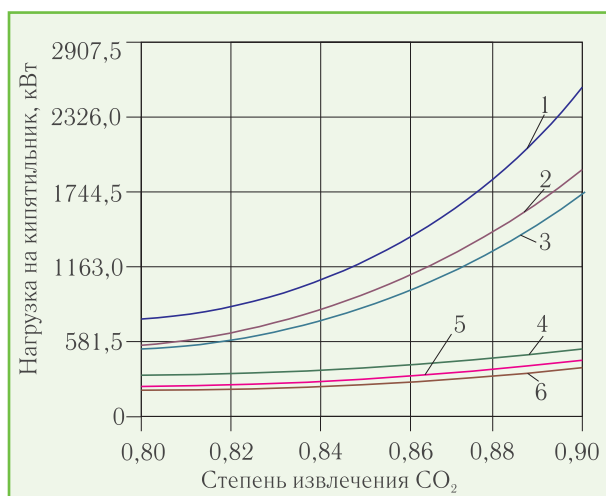


Рис. 4. Зависимость тепловой нагрузки на кипятильник десорбера от степени извлечения CO_2 и состава раствора: 1-10 % МЭА; 2-15 % МЭА; 3-20 % МЭА; 4-6 % МЭА+40 % МДЭА; 5-8 % МЭА+40 % МДЭА; 6-10 % МЭА+40 % МДЭА

При принятых значениях, как можно заметить из рис. 4, достигается минимальный расход теплоты на регенерацию раствора, составляющий 4500 кДж/кг CO_2 , что существенно ниже затрат теплоты, расходуемой в десорбере традиционной установки (12900 кДж/кг CO_2) при степени извлечения CO_2 из раствора равной 0,8. В данном случае эксергетический КПД АДУ ЭТК составляет 5,63 %, что в 11 раз выше эксергетического КПД АДУ ТУ (0,51 %). Это обусловлено не только снижением расхода теплоты на регенерацию раствора в результате оптимизации его состава, но также производством дополнительного продукта — газообразного N_2 .

5. ОРГАНИЗАЦИЯ СОВМЕСТНОЙ РАБОТЫ КОГЕНЕРАЦИОННОЙ УСТАНОВКИ С АБСОРБЦИОННО-ДЕСОРБЦИОННОЙ УСТАНОВКОЙ В СОСТАВЕ ЭНЕРГОТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО КОМПЛЕКСА

Для обеспечения совместной работы когенерационной и абсорбционно-десорбционной установок в состав комплекса был включён генератор дымовых газов стехиометрического состава (рис. 1), который является кипятильником АДУ. В общем случае условия их стыковки можно представить как

$$\begin{cases} C_i^{ДГ} = f(C_i^{ПГ}, \alpha^{КВ}); \\ \alpha^{КВ} = f(q_{кв}); \\ W_{эл}^{КВ} \geq N_{эл}^{ЭТК} = N_{эл}^{КВ} + N_{эл}^{АДВ} + N_{эл}^{ОДВ} + N_{эл}^A; \\ W_{эл}^{КВ} = f(V_{ПГ}^{КВ}), \end{cases} \quad (11)$$

где $C_i^{ДГ}$, $C_i^{ПГ}$ — составы компонентов дымовых газов и природного газа; $V_{ПГ}^{КВ}$ — доля потока природного газа, расходуемого в когенерационной установке; $\alpha^{КВ}$ — коэффициент избытка воздуха в КУ; $C_{O_2}^{ДГ}$, $C_{CO_2}^{ДГ}$ — содержания O_2 и CO_2 в дымовых газах; $q_{кв}^{АДВ}$ — удельная тепловая нагрузка кипятильника АДУ; $N_{эл}^{КВ}$, $N_{эл}^{АДВ}$, $N_{эл}^{ОДВ}$, $N_{эл}^A$, $N_{эл}^{ЭТК}$ — потребляемые электрические мощности, необходимые для работы КУ, АДУ, ОДУ, азотного компрессора и ЭТК; $W_{эл}^{КВ}$ — производимая электрическая мощность в когенерационной установке.

При решении поставленной задачи принималось во внимание выполнение балансовых соотношений, учитывающих реакцию горения природного газа (12) [15, 16]:

$$\begin{cases} V_{ПГ}^{КВ} C_m H_n + \alpha^{КВ} V_o = mCO_2 + 0,01CO_2^T + \\ + (n/2)H_2O + 0,00124\alpha^{КВ} V_o d_b + \\ + V_{O_2} O_2 + 0,79\alpha^{КВ} V_o N_2 + 0,01N_2^T; \\ V_{ПГ}^{ДГСС} C_m H_n + V_{O_2} O_2 = mCO_2 + \\ + 0,01CO_2^T + (n/2)H_2O + 0,01N_2^T; \\ V_{ПГ}^{ЭТК} = V_{ПГ}^{КВ} + V_{ПГ}^{ДГСС}, \end{cases}$$

где $\alpha^{КВ}=1,65$ — коэффициент избытка воздуха, подаваемого в когенерационную установку; $V_o=(m+n/4) \times (O_2+3,76N_2)$ — объём воздуха, обеспечивающего процесс горения, m^3/m^3 ПГ; d_b — влагосодержание атмосферного воздуха, кг/кг; CO_2^T , N_2^T — содержания CO_2 и N_2 в исходном топливе (в природном газе); V_{O_2} — объёмное содержание кислорода в дымовых газах; $V_{ПГ}^{КВ}$, $V_{ПГ}^{ДГСС}$, $V_{ПГ}^{ЭТК}$ — объёмные количества природного газа, подаваемого в КУ, генератор ДГСС и потребляемого всем комплексом.

Из системы уравнений (12) определяются такие важные параметры, как $V_{ПГ}^{КВ}$, $V_{ПГ}^{ДГСС}$, $V_{ПГ}^{ЭТК}$ и $\alpha^{КВ}$. Установлено распределение потока природного газа между когенерационной установкой и генератором ДГСС (13)-(15), позволяющее привести продукты сгорания природного газа к стехиометрическому составу (рис. 5). В результате выполнено условие стыковки (11) и тем самым обеспечена работоспособность АДУ. Получены основные расчётные зависимости:

– коэффициент избытка воздуха

$$\alpha^{KV} = \left[1 - \frac{q_{\text{кип}}^{\text{АДУ}} g_{\text{CO}_2}}{Q_n^c z_{\text{ож}}^{\text{ОДВ}}} \right]^{-1} = \alpha_{\text{мин}} = f(q_{\text{кип}}^{\text{АДУ}}); \quad (13)$$

– количество ПГ, подаваемого в генератор ДГСС,

$$V_{\text{ПГ}}^{\text{ДГСС}} = \frac{q_{\text{кип}}^{\text{АДУ}} g_{\text{CO}_2}}{Q_n^c z_{\text{ож}}^{\text{ОДВ}}}; \quad (14)$$

– количество ПГ, направляемого в КУ,

$$V_{\text{ПГ}}^{\text{КУ}} = \frac{1}{\alpha^{KV}} V_{\text{ПГ}}^{\text{ЭТК}}. \quad (15)$$

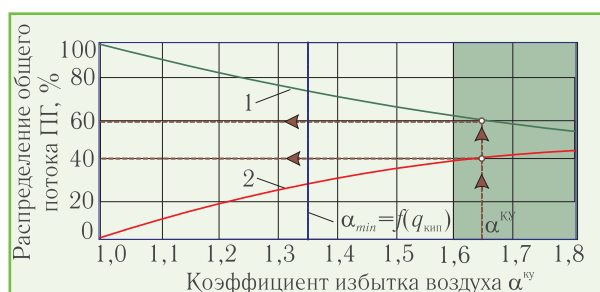


Рис. 5. Распределения общего потока ПГ между КУ и генератором ДГСС в зависимости от α^{KV} :
1 — количество ПГ, направляемого в КУ; 2 — количество ПГ, поступающего в генератор ДГСС

Из рис. 5 видно, что минимальное количество природного газа, подаваемого в генератор ДГСС — кипятильник АДУ, составит 26,5%, что соответствует $\alpha^{KV} = 1,36$ и $q_{\text{кип}}^{\text{АДУ}} = \text{min}$. Полученные данные позволяют сделать несколько выводов. Во-первых, стандартные КУ, работающие с $\alpha_{\text{ку}} = 1,65$ в составе ЭТК, в состоянии обеспечить работоспособность АДУ, так как количество природного газа, подаваемого в генератор ДГСС, составляет 40 %, что больше минимально необходимого для работы АДУ (26,5%). Во-вторых, возможна переработка сторонних дымовых газов. В-третьих, как следует из рис. 5, количество природного газа, направляемого в когенерационную установку, должно быть в диапазоне $55,5\% \geq V_{\text{ПГ}}^{\text{КУ}} \leq 62,5\%$, а в генератор ДГСС — $37,5\% \geq V_{\text{ПГ}}^{\text{ДГСС}} \leq 44,5\%$. Выбранный диапазон распределения природного газа ограничен значениями α^{KV} , равными 1,6 и 1,8, как показано на рис. 5 с помощью выделенной области [15]. Меньшее значение $\alpha^{KV} = 1,6$ обусловлено минимальным количеством оксидов азота и угарного газа, содержащихся в выхлопных газах, отходящих от когенерационной установки, а большее значение $\alpha^{KV} = 1,8$ — пределом воспламеняемости газозвушной смеси, подаваемой на сгорание в когенерационную установку.

6. ПЕРЕРАБОТКА СТОРОННИХ ДЫМОВЫХ ГАЗОВ

Переработка сторонних дымовых газов — актуальная задача, которую следует решать при разработке энерготехнологического комплекса. Работа комплекса в режиме переработки сторонних дымовых газов позволит улучшить как экологическую, так и экономическую эффективность производства жидкого низкотемпературного диоксида углерода. Максимальную удельную производительность комплекса по CO_2 можно определить как

$$g_{\text{CO}_2}^{\text{max}} = \frac{Q_n^c z_{\text{ож}}^{\text{ОДВ}}}{q_{\text{кип}}^{\text{АДУ}}} \frac{\alpha^{KV} - 1}{\alpha^{KV}}. \quad (16)$$

При этом удельное дополнительное количество CO_2 , производимого из сторонних дымовых газов при их переработке, $\Delta g_{\text{CO}_2}^{\text{ДГ}} = g_{\text{CO}_2}^{\text{max}} - g_{\text{CO}_2}$. Так, при работе комплекса с когенерационной установкой, имеющей $\alpha^{KV} = 1,65$ и $\alpha_{\text{мин}} = \alpha_{\text{кип}}^{\text{АДУ}} = 1,36$, количество дополнительно производимого CO_2 увеличится на 48,7 %, т.е. почти в $\alpha^{\text{КА}} = 1,5$ раза, и составит $\Delta g_{\text{CO}_2}^{\text{ДГ}} = 4,09 - 2,75 = 1,34$ кг CO_2 /кг ПГ. Количество дополнительно производимого газообразного N_2 определяется с учетом состава сторонних дымовых газов. Примем состав дымовых газов в соответствии со стандартным коэффициентом избытка воздуха, характерным для котельного агрегата, $\alpha^{\text{КА}} = 1,05$ [16]. На основе этих данных рассчитаем количество природного газа, направляемого в генератор ДГСС, и количество производимого азота по следующим зависимостям:

$$V_{\text{ПГ}}^{\text{ДГСС}} = \frac{\alpha^{KV} + \frac{\Delta g_{\text{CO}_2}^{\text{ДГ}}}{2,75} \frac{\alpha^{\text{КА}} - 1}{\alpha^{\text{КА}}} - 1}{\alpha^{KV} + \frac{\Delta g_{\text{CO}_2}^{\text{ДГ}}}{2,75} \frac{\alpha^{\text{КА}} - 1}{\alpha^{\text{КА}}}}; \quad (17)$$

$$V_{\text{ПГ}}^{\text{КУ}} = 1 - V_{\text{ПГ}}^{\text{ДГСС}}; \quad (18)$$

$$g_{\text{N}_2} = 13,28(\alpha^{KV} g_{\text{CO}_2} + \alpha^{\text{КА}} \Delta g_{\text{CO}_2}^{\text{ДГ}}). \quad (19)$$

Уравнения (17) и (18) учитывают разный состав перерабатываемых дымовых газов и различия в концентрациях их компонентов, которые в неявном виде выражены через коэффициенты избытка воздуха. В результате расчетов найдено новое распределение природного газа между указанными установками при работе энерготехнологического комплекса в режиме переработки сторонних дымовых газов: $V_{\text{ПГ}}^{\text{ДГСС}} = 40,23\%$; $V_{\text{ПГ}}^{\text{КУ}} = 59,77\%$; количество производимого азота $g_{\text{N}_2} = 20$ кг N_2 /кг ПГ; жидкого низкотемпературного $\text{CO}_2 - g_{\text{CO}_2}^{\text{max}} = 4,09$ кг CO_2 /кг ПГ.

7. ОБЕСПЕЧЕНИЕ РАБОТОСПОСОБНОСТИ ГЕНЕРАТОРА ДГСС

Одной из важных задач, решаемых при разработке энерготехнологического комплекса, является по-

лучение дымовых газов стехиометрического состава. Для этого необходимо создать условия стабильного горения природного газа в среде кислорода дымовых газов, подаваемого в генератор ДГСС, которые зависят от концентрации природного газа и температуры газовой смеси. Найденные концентрации природного газа в газовой смеси (3,74 % и 2,5 %), подаваемой в генератор ДГСС, показали, что они при возможных режимах работы ЭТК ниже нижнего предела воспламеняемости. Это позволяет сделать вывод о том, что воспламенение и горение смеси природного газа с дымовыми газами при нормальных условиях в присутствии открытого огня невозможно [15, 16].

Для решения данной проблемы предлагается организовать беспламенное каталитическое горение природного газа в среде дымовых газов. Так как дымовой газ в основном состоит из диоксида углерода, азота, водяного пара и кислорода и на выходе из когенерационной установки имеет температуру около 500 °С, то целесообразно проводить парокислородную каталитическую конверсию природного газа. Для этого дымовой газ смешивается в смесителе с природным газом и подаётся в трубное пространство генератора ДГСС, который заполнен катализатором. В результате процесса каталитической конверсии получается водород H_2 и оксид углерода CO . Кислород дымового газа в реакции с H_2 и CO образует пары воды и CO_2 .

В качестве катализатора предлагается использовать палладийсодержащий катализатор на никель-алюминиевой основе [17]. Применение данного типа катализатора обусловлено его высокой активностью при сжигании природного газа при относительно низких температурах 500...850 °С. Массовые доли компонентов в каталитическом слое следующие: 5,5 % — Pd/Al_2O_3 ; 70,5 % — Ni и 24 % — Al , где палладия содержится 0,9 %. Для обеспечения работоспособности катализатора и беспламенного каталитического горения природного газа в генераторе ДГСС необходимо, чтобы $t_{ГС}^{ДГСС} \geq t_{раз}^{кат}$, где $t_{раз}^{кат} = 300$ °С — температура разогрева катализатора, после достижения которой начнёт протекать саморазогревающаяся каталитическая реакция; $t_{ГС}^{ДГСС}$ — температура газовой смеси на входе в генератор ДГСС. В результате расчётов температура газовой смеси на входе в генератор ДГСС составила $t_{ГС}^{ДГСС} = 479$ °С и $t_{ГС}^{ДГСС} = 355$ °С в случае переработки сторонних ДГ. Расчёты подтвердили, что как в первом, так и во втором случаях (режимах работы комплекса) условие разогрева катализатора выполняется, т.е. $t_{ГС}^{ДГСС} \geq t_{раз}^{кат}$. Таким образом, обеспечивается полное сгорание природного газа в генераторе ДГСС и получение дымовых газов, не содержащих кислорода. Конструктивно генератор ДГСС совмещён с кипятильником АДУ и представляет собой одно целое. Таким образом, теплота, образующаяся при беспламенном каталитическом горении природного газа в среде кислорода дымовых газов, непосредственно передаётся раствору абсорбента для его регенерации.

8. АВТОНОМНОСТЬ РАБОТЫ ЭНЕРГОТЕХНОЛОГИЧЕСКОГО КОМПЛЕКСА

Для обеспечения автономной работы ЭТК необходимо определить удельное количество вырабатываемой электрической мощности в КУ и сопоставить его значение с суммарной удельной потребляемой мощностью ЭТК, которое должно удовлетворять условию:

$$W_{эл}^{КУ} \geq N_{уд}^{ЭТК} = N_{уд}^{КУ} + N_{уд}^{АДУ} + N_{уд}^{ОДУ} + N_{уд}^A, \quad (20)$$

где $N_{уд}^{КУ} = 0,058$ кВтч/кг CO_2 — удельный расход электроэнергии в когенерационной установке, который составляет 5% от производимой номинальной мощности; $N_{уд}^{АДУ} = 0,0335$ кВтч/кг CO_2 — удельный расход электроэнергии в АДУ; $N_{уд}^{ОДУ} = 0,226$ кВтч/кг CO_2 — удельный расход электроэнергии в ОДУ; $N_{уд}^A = 0,078$ кВтч/кг N_2 — удельный расход электроэнергии на осушку и компримирование газообразного азота до давления 0,8 МПа. Так как количество получаемого азота с учётом стехиометрии связано с количеством производимого CO_2 , то удельные энергозатраты на компримирование газообразного азота можно выразить через производительность по диоксиду углерода: $N_{уд}^A = 0,375$ кВтч/кг CO_2 ; $N_{уд}^{ЭТК} = 0,058 + 0,0335 + 0,226 + 0,375 = 0,6925$ кВтч/кг CO_2 — суммарный удельный расход электроэнергии в ЭТК.

Количество производимой электрической мощности в когенерационной установке определялось как

$$W_{эл}^{КУ} = V_{ПГ}^{КУ} Q_{н}^{КУ} \eta_{эл}^{КУ} \frac{\alpha = f(q_{кпл}^{АДУ})}{\alpha^{КУ}}. \quad (21)$$

Современные газопоршневые электростанции в основном работают с коэффициентом избытка воздуха $\alpha_{КУ} = 1,65$ и обладают высоким электрическим КПД, который достигает $\eta_{эл}^{КУ} = 39$ %. Поэтому удельная производимая мощность КУ ЭТК при $\alpha = f(q_{кпл}^{АДУ}) = 1,36$ составит $W_{эл}^{КУ} = 2,35$ кВтч/м³ ПГ или $W_{эл}^{КУ} = 3,23$ кВтч/кг ПГ. С учётом удельного расхода ПГ на производство CO_2 вырабатываемая мощность КУ, отнесённая к 1 кг производимого $LTlCO_2$, $W_{эл}^{КУ} = 1,175$ кВтч/кг CO_2 .

В результате для ЭТК условие автономной работы комплекса выполнимо, так как $W_{эл}^{КУ} = 1,175$ кВтч/кг $CO_2 > N_{уд}^{ЭТК} = 0,6925$ кВтч/кг CO_2 . Следует отметить, что количество вырабатываемой электрической энергии почти в 2 раза больше, чем необходимо для обеспечения автономной работы комплекса. Этот факт свидетельствует о том, что найденное распределение потока природного газа между КУ и генератором ДГСС позволяет производить максимальное количество электроэнергии в комплексе, которую можно по-

лезно использовать для организации переработки сторонних дымовых газов либо для передачи её как продукта во внешние электрические сети.

9. ТЕРМОДИНАМИЧЕСКАЯ ЭФФЕКТИВНОСТЬ РАБОТЫ КОМПЛЕКСОВ

Для оценки эффективности работы энерготехнологического комплекса использовался эксергетический метод термодинамического анализа [1, 18, 19]. Для этого был создан программный комплекс для расчётов характеристик ЭТК и описана методика расчётов основных характеристик ОДУ, АДУ, составов продуктов сгорания природного газа, распределения потока природного газа между когенерационной установкой и генератором ДГСС, производимой электрической мощности в когенерационной установке, количества перерабатываемых сторонних дымовых газов. На основе разработанной методики подтверждены высокие показатели энерготехнологического комплекса при его работе в различных режимах работы (табл. 2).

Таблица 2. Основные расчётные характеристики ЭТК

Обозначения	Ед.изм.	ТУ	ЭТК-1	ЭТК-2
$LTLCO_2$	кг/ч	109,82	200	314
$V_{N_2}^{ADU}$	м ³ /ч	—	803	1233
$Q_{ГВ}^{KV}$	кВт	—	163,6	163,6
$G_{ПГ}^{ЭТК}$	кг/ч	76,80	76,80	76,80
$k_{ПГ}^{ДГСС}$	%	72,0	25,1	39,4
$k_{ПГ}^{KV}$	%	28,0	74,9	60,6
α^{KV}	—	—	1,36	1,65
$Q_{кип}^{ADU}$	кВт	754,4	263,2	391,1
$W_{эл}^{KV}$	кВт	—	247,8	247,8
$N_{эл}^{ЭТК}$	кВт	47,20	144,22	214,0
$W_{эл}^{ЭТК}$	кВт	—	103,6	33,8
η_e	%	0,7	21	17

Примечания: $LTLCO_2$, $V_{N_2}^{ADU}$ — производительность по жидкому низкотемпературному диоксиду углерода и газообразному азоту под давлением 0,8 МПа, соответственно; $Q_{ГВ}^{KV}$ — теплота, отводимая от системы охлаждения КУ; $G_{ПГ}^{ЭТК}$ — расход ПГ в ЭТК; $k_{ПГ}^{ДГСС}$, $k_{ПГ}^{KV}$ — коэффициенты, учитывающие распределение общего потока ПГ между установками комплекса; α^{KV} — коэффициент избытка воздуха в КУ; $Q_{кип}^{ADU}$ — тепловая нагрузка кипятильника АДУ; $W_{эл}^{KV}$ — вырабатываемая электрическая мощность в КУ; $N_{эл}^{ЭТК}$ — потребляемая электрическая мощность ЭТК; $W_{эл}^{ЭТК}$ — выдаваемая электрическая мощность потребителю; η_e — эксергетический КПД.

Из табл. 2 видно, что эксергетические КПД комплексов при одинаковом расходе природного газа $G_{ПГ}^{ЭТК}$ в

зависимости от режимов работы составляют $\eta_e^{ЭТК-1}=21\%$ и $\eta_e^{ЭТК-2}=17\%$, а эксергетический КПД ТУ — всего лишь $\eta_e^{ТУ}=0,7\%$. Это свидетельствует о том, что эффективность работы новых энерготехнологических комплексов в 25...30 раз выше эффективности работы традиционных установок при одном и том же потреблении природного газа. Такое существенное увеличение КПД обусловлено решением ряда оптимизационных задач и эффективным использованием эксергии природного газа в когенерационной установке, что позволило одновременно и автономно производить жидкий низкотемпературный диоксид углерода, газообразный азот под давлением 0,8 МПа и электроэнергию.

В результате решения поставленных задач разработаны энерготехнологические комплексы, которые ориентированы на потребление природного газа от 100 до 550 м³/ч, производство жидкого низкотемпературного диоксида углерода от 200 до 1500 кг/ч, газообразного азота от 800 до 6000 м³/ч и выдачу внешнему потребителю электрической энергии от 25 до 500 кВт.

10. ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Решена задача, сформулированная проф. В.С. Мартыновским. Для этого разработаны схемы, созданы методики оптимизации и расчетов эффективных энерготехнологических комплексов, использующих природный газ, для одновременного производства жидкого низкотемпературного диоксида углерода, газообразного азота и электроэнергии. Это позволяет положительно ответить на поставленный проф. В.С. Мартыновским вопрос о возможности создания комплексов, способных утилизировать как собственные выбросы, так и сторонние дымовые газы. Из проведённых исследований, целью которых являлось не только решение задачи проф. В.С. Мартыновского, но и создание принципиально новых высокоэффективных ЭТК, следуют выводы:

1. Необходимость получения жидкого низкотемпературного CO_2 и газообразного N_2 обуславливает структуру энерготехнологических комплексов, включающую когенерационную установку, абсорбционно-десорбционную установку и ожижитель диоксида углерода. Взаимосвязь установок и работоспособность всего комплекса обеспечивается разработанными условиями стыковки и созданными методиками расчёта. Оптимальным решением является установка с абсорбционно-десорбционной установкой в комплексе должна осуществляться посредством генератора дымовых газов стехиометрического состава, который также выполняет функции кипятильника раствора. В связи с этим природный газ, потребляемый комплексом, делится на две части. Одна часть подаётся в когенерационную установку для выработки электроэнергии и теплоты, другая — в генератор дымовых газов стехиометрического состава. В результате расчётов определен диапазон распределения пото-

ка природного газа между когенерационной установкой (от 55,5 до 62,5 %) и генератором дымовых газов стехиометрического состава (от 37,5 до 44,5 %).

3. Производство жидкого низкотемпературного диоксида углерода в его ожижителе, работающем по циклу высокого давления с переохлаждением CO_2 перед дросселированием, характеризуется высокой термодинамической эффективностью. Определяемые на основе разработанной методики условия максимума коэффициента ожижения позволяют увеличить производительность и, соответственно, снизить удельные энергозатраты установки на 38 % (с 0,365 до 0,226 кВтч/кг CO_2) по сравнению с существующими ожижителями.

4. Эффективность работы абсорбционно-десорбционной установки зависит от количества теплоты, расходуемой на процесс регенерации циркулирующего раствора абсорбента. В установках традиционного типа, работающих на водном растворе МЭА, затраты теплоты достигают 12900 кДж/кг CO_2 . Для её снижения была поставлена и решена задача определения оптимального состава аминового раствора абсорбентов, состоящего из МЭА и МДЭА. В результате найден оптимальный состав (10 % МЭА и 40 % МДЭА), отвечающий минимальному удельному потреблению теплоты на процесс регенерации раствора (4500 кДж/кг CO_2).

5. Количество вырабатываемой электрической энергии и теплоты в когенерационной установке достаточно для обеспечения не только автономной работы комплекса, но и для переработки сторонних дымовых газов. При работе комплекса в таком режиме производительность по жидкому низкотемпературному CO_2 и газообразному N_2 может возрасти в 1,5 раза.

6. Энерготехнологические комплексы характеризуются высокими значениями термодинамической эффективности ($\eta_{\text{c}}^{\text{ЭТК}} = 21\%$), которые в 25-30 раз выше, чем у существующих традиционных установках. При этом эмиссия CO_2 в окружающую среду может быть снижена на 40...70 % за счёт выработки электрической энергии и переработки сторонних дымовых газов.

ЛИТЕРАТУРА

1. **Мартьяновский В.С.** Циклы, схемы и характеристики термотрансформаторов/ Под ред. В.М. Бродянского. — М.: Энергия, 1979. — 288 с.
2. Анализ энергетических характеристик комплекса установок для производства диоксида углерода и азота из дымовых газов/ **Г.К. Лавренченко, В.А. Власюк, А.В. Копытин и др.**// Технические газы. — 2001. — № 1; 2. — С. 38-43.
3. **Лавренченко Г.К., Копытин А.В.** Эффективность производства газообразного диоксида углерода и азота из дымовых газов с использованием процессов абсорбции-десорбции// Технические газы. — 2004. — № 3. — С. 8-17.
4. **Лавренченко Г.К., Копытин А.В.** Эффективные многоцелевые энерготехнологические комплексы на природном газе для одновременного производства электрической и тепловой энергии, жидкого диоксида углерода и азота// Технические газы. — 2004. — № 4. — С. 11-17.
5. **Лавренченко Г.К., Копытин А.В.** Повышение эффективности комплексов для производства жидкого диоксида углерода и газообразного азота из дымовых газов// Химическое и нефтегазовое машиностроение. — 2004. — № 5. — С. 19-22.
6. **Лавренченко Г.К., Копытин А.В.** Энерготехнологические комплексы на природном газе с когенерационной и паротурбинной установками для производства электрической энергии, жидкого диоксида углерода и газообразного азота// Технические газы. — 2005. — № 2. — С. 11-21.
7. **Лавренченко Г.К., Копытин А.В.** Снижение энергопотребления при производстве жидкого низкотемпературного диоксида углерода из дымовых газов на основе компрессора высокого давления // Холодильная техника и технология. — 2004. — № 1(87). — С. 27-35.
8. **Лавренченко Г.К., Копытин А.В.** Снижение энергопотребления при производстве жидкого низкотемпературного диоксида углерода из дымовых газов на основе компрессора среднего давления// Холодильная техника и технология. — 2004. — № 3(89). — С. 5-10.
9. Методика расчёта блоков комплексной очистки и осушки воздуха воздухоразделительных установок/ **И.В. Горенштейн, А.В. Копытин, В.А. Власюк, Г.К. Лавренченко**// Технические газы. — 2003. — № 2. — С. 39-44.
10. **Лавренченко Г.К., Копытин А.В.** Описание ад-сорбционных характеристик цеолита NaX при осушке и очистке воздуха от CO_2 в ВРУ// Технические газы. — 2005. — № 5. — С. 45-55.
11. Исследование физико-химических свойств модифицированного МДЭА-абсорбента для тонкой очистки синтез-газа от диоксида углерода в производстве аммиака/ **И.Л. Лейтес, А.К. Аветисов, Н.В. Язвикова и др.**// Химическая промышленность сегодня. — 2003. — № 1. — С. 34-36.
12. **Бутина Н.М., Широкова Г.С.** Эффективное использование аминных ресурсов — ключ к рентабельности производства// Газовая промышленность. — 2006. — № 9. — С. 95-97.
13. Оптимизация состава абсорбента вода-амины узла извлечения CO_2 из дымовых газов/ **Г.К. Лавренченко, А.В. Копытин, А.И. Пятничко, Ю.В. Иванов**// Технические газы. — 2011. — № 1. — С. 31-40.
14. **Пименова Т. Ф.** Производство и применение сухого льда, жидкого и газообразного диоксида углерода. — М.: Лёгкая и пищевая промышленность, 1982. — 208 с.
15. Математическая теория горения и взрыва/ **Я.Б.Зельдович, Г.И.Баренблатт, В.Б.Либрович, Г.М.Махвиладзе.** — М.: Наука, 1980. — 478 с.
16. **Стаскевич Н.Л., Северинец Г.Н., Вигдорчик Д.Я.** Справочник по газоснабжению и использованию газа. — Л.: Недра, 1990. — 762 с.
17. Экологически чистое окисление углеводородных газов в каталитических нагревательных элементах/ **В.Н. Лукьянов, Н.А. Кузин, В.А. Кириллов и др.**// Химия в интересах устойчивого развития. — № 5. — 2001. — С. 667-677.
18. **Соколов Е.Я., Бродянский В.М.** Энергетические основы трансформации тепла и процессов охлаждения. — М.: Энергоиздат, 1981. — 320 с.
19. **Бродянский В.М., Семёнов А.М.** Термодинамические основы криогенной техники. — М.: Энергия, 1980. — 448 с.