

УДК 620.4

НИЗКОУГЛЕРОДНЫЕ ТРИНАРНЫЕ ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЕ КОМПЛЕКСЫ

© 2025 г. В. О. Киндра*

Федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования “Национальный исследовательский университет “МЭИ”

*e-mail: kindra.vladimir@yandex.ru

Поступила в редакцию 22.01.2025 г.

После доработки 24.02.2025 г.

Принята к публикации 28.02.2025 г.

В настоящий момент повышение экологической безопасности на тепловых энергетических станциях является одним из ключевых направлений развития энергетики. В мировой практике активно применяются технологии очистки уходящих газов от оксидов азота, серы и золы. Однако технологии улавливания диоксида углерода до сих пор не нашли широкого применения из-за существенного снижения эффективности производства электроэнергии. В настоящей работе представлены результаты разработки и исследования технологических схем бинарных и тринарных парогазовых установок с минимальными выбросами вредных веществ в атмосферу. В ходе исследований было выявлено, что переход от моноэтаноламиновой очистки уходящих газов к установке паровой конверсии метана обеспечивает прирост КПД нетто тринарной энергетической установки на 1.25% (для парогазовой установки на 1.16%) и сокращение удельных выбросов диоксида углерода в атмосферу в 2.3 раза. Большая эффективность энергоблока с интегрированной установкой паровой конверсии метана по сравнению с моноэтаноламиновой очисткой уходящих газов обусловлена снижением затрат электроэнергии на улавливание углекислого газа на 8,2 МВт.

Ключевые слова: парогазовые установки, паровая конверсия метана, термодинамический анализ, тепловые схемы, энергетическая эффективность, органический цикл Ренкина

DOI: 10.31857/S0002331025020055

ВВЕДЕНИЕ

Мировое сообщество последние десятилетия уделяет повышенное внимание вопросам сокращения выбросов углекислого газа в атмосферу. Энергетический сектор является одним из основных источников антропогенных парниковых газов. Согласно [1], на 2023 год в Российской Федерации на выработку электрической и тепловой энергии приходилось порядка 34.7% от всех антропогенных выбросов диоксида углерода [2]. Их сокращение за счет развития низкоуглеродных технологий

генерации на органическом топливе является важной задачей для обеспечения конкурентоспособности отечественной энергоемкой продукции на мировых рынках.

Применение технологий улавливания диоксида углерода на тепловых электрических станциях обычно сопровождается снижением их энергетической эффективности на 8–12% [3, 4]. Учитывая важность экономии углеводородов при производстве электроэнергии, наиболее целесообразно применять технологии улавливания на самых энергоэффективных станциях, работающих с максимальным КПД: существующих парогазовых установках или перспективных тринарных энергетических комплексах [5].

Наибольшую известность получили два способа снижения выбросов диоксида углерода: до (Pre-combustion capture) и после (Post-combustion capture) сжигания топлива [6]. Улавливание CO_2 после сжигания топлива является наиболее распространенным в современной энергетике в виду технологической простоты осуществления процесса улавливания углекислого газа. При этом различают криогенный, мембранный и абсорбционный методы.

Криогенное (низкотемпературное) разделение газовой смеси происходит за счет многоступенчатого сжатия и охлаждения уходящих газов, содержащих диоксид углерода. Преимуществами криогенной технологии являются высокая степень извлечения углекислого газа (более 95%) и компактность установки улавливания. Недостатками криогенного улавливания CO_2 являются высокие затраты электроэнергии и невысокая производительность [7].

Снизить выбросы диоксида углерода возможно с использованием мембранных технологий. Отделение углекислого газа с помощью мембран обусловлено разницей в диффузионной способности компонентов уходящего газа, часть которых, проходя через мембрану, улавливается, а часть выбрасывается в атмосферу. Основными преимуществами мембранного разделения являются простота конструкции, экономичность и легкость масштабирования. К недостаткам стоит отнести ограниченную стабильность мембранных материалов при отделении некоторых примесей, строгие ограничения по температуре дымовых газов, необходимость частой замены при промышленном использовании и невысокую производительность [8].

Наиболее распространенной в промышленности технологией улавливания диоксида углерода является моноэтаноламиновая очистка уходящих газов (МЭА). Данный метод предполагает улавливание диоксида углерода за счет абсорбционной реакции с моноэтаноламином. После чего в десорбере протекает реакция регенерации абсорбента и выделяется поглощенный углекислый газ, который направляется на захоронение. Главным преимуществом МЭА является высокая степень улавливания (88–98%) при невысоких затратах энергии на собственные нужды (4–6 МДж/кг · CO_2) [9]. Кроме того, для МЭА характерна очистка от углекислого газа в широком диапазоне парциальных давлений, повышенная химическая стабильность и высокая реакционная способность. Недостатками же данного метода являются большие затраты тепловой энергии на регенерацию абсорбента, коррозия поверхностей и высокая стоимость разделения [10, 11].

Исходя из данных, представленных в табл. 1, можно прийти к выводу, что из всех ранее рассмотренных технологий улавливания диоксида углерода из уходящих газов наиболее энергетически и экологически эффективной является метод моноэтаноламиновой очистки.

Таблица 1. Сравнение энергетических и экологических характеристик технологий улавливания CO_2 после сжигания топлива

Параметр	Метод улавливания CO_2		
	Абсорбция	Мембраны	Криогенное разделение
Затраты энергии, МДж/кг CO_2	4–6	0.5–6	6–10
Степень улавливания CO_2 , %	88–98	80–90	>95

Одним из перспективных способов сокращения выбросов CO_2 является удаление углерода из состава топлива (угля, нефти или природного газа) до непосредственного сжигания. В качестве конечного топлива при этом выступает водород [12]. Основными коммерческими технологиями производства водорода из метана в настоящее время являются паровая конверсия метана, автотермический риформинг метана, крекинг метана.

В настоящее время наиболее эффективной и дешевой технологией производства водородного топлива является установка паровой конверсии метана (ПКМ) [13, 14]. В процессе ПКМ пар реагирует с природным газом при высоких температурах (650–900°C) и умеренных давлениях (15–30 МПа) в присутствии содержащего никель катализатора (до 20% Ni в виде NiO). Пар и тепловая энергия требуются для того, чтобы отделить водород от углеродной основы в метане.

Существует множество научных работ, посвященных разработке бинарных парогазовых установок с интегрированной установкой паровой конверсии метана [15–18]. К примеру, в статье [15] для генерации электроэнергии и водородного топлива автoрами была рассмотрена парогазовая установка с интегрированной установкой паровой конверсии метана, риформер которой встроен в энергетический цикл на выхлопе газовой турбины (ГТ). С помощью выносной камеры сгорания продукты сгорания нагреваются до температуры 800–1000°C и направляются в риформер. Для уменьшения потерь с уходящими газами паротурбинная установка (ПТУ) выполнена без системы регенерации. Стоит отметить, что в данной статье в камере сгорания сжигают водородное топливо, из-за чего продукты сгорания состоят из водяного пара, однако выбросы углекислого газа происходят в установке паровой конверсии метана.

Известна схема парогазовой установки (ПГУ) с интегрированной установкой паровой конверсией метана, где реакции парового сдвига происходят только в высокотемпературном реакторе, а все оставшиеся попутные газы направляются в выносную камеру сгорания [16]. Стоит отметить, что данная технология позволяет лишь частично сократить выбросы углекислого газа за счет очистки дымовых газов с помощью моноэтаноламиновой абсорбции.

В работах [17, 18] рассмотрена тепловая схема ПГУ с паровой конверсией метана, которая используется только для производства электроэнергии. Сам риформер, как и в работах, рассмотренных выше, располагается на выходе из газовой турбины. Водород, произведенный в ПКМ, подводится после абсорбера в камеру сгорания и печь риформера. Стоит отметить, что пар для реакции паровой конверсии отбирается из отбора турбины высокого давления. Избыточное тепло ПКМ утилизируется с помощью подогрева конденсата. При температуре на выходе из КС, равной 1368°C, КПД нетто данной установки равняется 46.1%.

Общей чертой описанных выше работ является рассмотрение систем улавливания применительно к бинарному цикла Брайтона–Ренкина, что предопределяет

высокий уровень потерь в холодном источнике. В настоящей работе представлены результаты разработки и термодинамического анализа новых низкоуглеродных энергетических комплексов высокой эффективности с интегрированными системами улавливания диоксида углерода на базе тринарного цикла. Подробно описываются технологические схемы, математические модели и результаты моделирования.

ОПИСАНИЕ ОБЪЕКТА ИССЛЕДОВАНИЙ

Для проведения сравнительного термодинамического анализа низкоуглеродных тринарных и бинарных энергоустановок были разработаны четыре технологические схемы энергетических комплексов, включая:

- 1) бинарную парогазовую установку с моноэтаноламиновой очисткой уходящих газов (ПГУ с МЭА, рис. 1а);
- 2) тринарный энергетический комплекс с моноэтаноламиновой очисткой уходящих газов (ТРЭК с МЭА, рис. 1б);
- 3) бинарную парогазовую установку с интегрированной установкой паровой конверсии метана (ПГУ с ПКМ, рис. 2а);
- 4) тринарный энергетический комплекс с интегрированной установкой паровой конверсии метана (ТРЭК с ПКМ, рис. 2б).

Бинарная ПГУ с моноэтаноламиновой очисткой уходящих газов, представленная на рис. 1а, работает следующим образом. Воздух поступает на вход воздушного компрессора (К), в котором осуществляется процесс сжатия рабочей среды до давления 10.6 бар. Меньшая часть сжатого потока рабочей среды направляется в отборы компрессора на охлаждение деталей горячего тракта газовой турбины (ГТ). Основная же часть воздушного потока на выходе из компрессора подается в камеру сгорания (КС), в которую также поступает топливо, предварительно сжатое в газодожимном компрессоре (ГК). В результате сгорания метана повышается температура рабочей среды до 1060°C, которая далее поступает на вход газовой турбины. Потенциальная энергия высокотемпературных газов переходит в механическую энергию вращения ротора газовой турбины, располагающегося на одном валу с электрогенератором (ЭГ-1), служащим для выработки электроэнергии. Отработавшие газы с выхлопа газовой турбины при температуре 535°C далее поступают в котел-утилизатор (КУ), производящий перегретый пар для питания ПТУ с температурой 515°C и давлением 3.6 МПа. Выхлопные газы в КУ последовательно омывают трубные пучки поверхностей нагрева пароперегревателя (ПП), испарителя (И), экономайзера (Э) и газового подогревателя конденсата (ГПК). Пар, производимый в ПП, направляется на вход цилиндра высокого давления (ЦВД) паровой турбины. Совершив полезную работу, пар с выхлопа ЦВД направляется частично в деаэратор (Д). Большая же часть пара поступает в цилиндр низкого давления (ЦНД), срабатывает в ней теплоперепад, а затем направляется в конденсатор (К-р). Полученный конденсат направляется в конденсатный насос (КН), сжимается в нем и затем направляется в ГПК, температура на входе в который поддерживается постоянной за счет насоса рециркуляции (РН). Предварительно подогретая рабочая среда направляется в деаэратор, нагревается в нем до температуры насыщения равной 106°C за счет теплоты пара и очищается от вредных неконденсируемых газов, затем поступает на вход питательного насоса (ПН), работающего от электропривода. Питательная вода на выходе из питательного насоса при давлении 4.1 МПа направляется в экономайзер, в котором осуществляется ее подогрев до температуры 244°C. Затем подогретая питательная вода направляется в барабан (Б)

испарителя с естественной циркуляцией, в котором осуществляется сепарация паровой фазы. Насыщенная вода при температуре 259°C проходит поверхности нагрева испарителя, и часть рабочей среды преобразуется в пар. Далее пароводяная смесь попадает в барабан, где пар сепарируется. Насыщенный пар на выходе из барабана испарителя поступает в ПП. Второй электрогенератор (ЭГ-2), располагающийся на одном валу с ПТ, служит для выработки электроэнергии.

На выходе из котла-утилизатора охлажденные поверхностями нагрева уходящие газы попадают в нижнюю часть абсорбционной колонны, а в верхнюю часть данной колонны подается раствор амина и добавочная вода. Дальше, поднимаясь в абсорбционной колонне, газ омывается раствором амина, который абсорбирует углекислый газ. Очищенный газ выходит из верхней части колонны, а насыщенный амин попадает в нижнюю часть колонны. Насыщенный амин далее попадает в насос, который подает его в рекуператор. В рекуператоре насыщенный амин подогревается регенерированным амином и поступает в верхнюю часть регенерационной колонны, которая состоит из адсорбера, конденсатора и ребойлера. В регенерационной колонне раствор отделяет диоксид углерода от амина. Внизу колонны установлен ребойлер, который производит испарение раствора и осуществляет подвод теплоты для процесса разделения. Вверху регенерационной колонны установлен конденсатор, который охлаждает поток и отделяет пары от конденсата. Далее поток снова охлаждается и разделяется в сепараторе, после чего пары с большим содержанием углекислого газа отводятся, а конденсат подается на вход насоса регенерированного амина. Регенерированный амин после ребойлера поступает на вход горячего потока рекуператора и, охладившись, поступает на вход насоса регенерированного амина, кроме того, туда также подается добавочный амин.

Для снижения потерь в конденсаторе и повышения эффективности пароводяного контура в тринарной парогазовой установке используется развитая система регенерации (рис. 16). С помощью первого и второго подогревателей низкого давления (ПНД-1, ПНД-2) и подогревателя высокого давления (ПВД) повышается температура питательной воды до температуры 140°C. Температура газов на выходе из экономайзера при этом возрастает до 205°C. Для охлаждения уходящих газов до температуры 80°C добавляется дополнительная утилизационная поверхность нагрева (У), подогревающая фреон R245fa, направляемый в органический цикл Ренкина (ОЦР) с рекуперацией тепла на выходе из конденсатора в рекуператоре (Р). Охлажденный поток газов на выходе из утилизатора направляется в установку моноэтаноламиновой очистки дымовых газов. Нагретый в утилизаторе фреон при температуре 190°C и давлении 5.6 МПа направляется в фреоновую турбину (ФТ), где расширяется до давления 0.24 МПа. Совершив работу, органическое рабочее тело передает остаточную теплоту в рекуператоре и лишь затем поступает в конденсатор, где, охлаждаясь до линии насыщения и переходя из паровой фазы в жидкую, передает теплоту холодному источнику цикла. Сконденсировавшаяся среда сжимается в фреоновом насосе (ФН), нагревается в рекуператоре и возвращается в утилизатор.

На рис. 2а и 2б представлены технологические схемы бинарных и тринарных энергетических комплексов с интегрированными установками паровой конверсии метана. В данном случае предусматривается утилизация энергии выхлопных газов ГТ в риформере, служащим для производства водорода, направляемого в КС газотурбинной установки (ГТУ). Пар, необходимый для производства H_2 , отбирается из ЦВД при давлении 2.2 МПа, после чего смешивается с метаном, который предварительно нагрелся до 450°C в высокотемпературном реакторе. Синтез-газ, образовавшийся в ходе реакции

содержание водорода в газе за счет каталитической реакции монооксида углерода с водяным паром. После чего из синтез-газа, который охладился в теплообменнике-охладителе (ТО) до температуры 30°C, удаляется влага в охладителе-сепараторе (ОС), отвод теплоты от которого осуществляется за счет прокачки циркуляционной воды. В установку абсорбции (А) направляется синтез-газ, где производится удаление из потока углекислого газа, который направляется на захоронения с помощью многоступенчатого компрессора с промежуточным охлаждением. В итоге на выходе из установки паровой конверсии метана получается водород с высокой степенью очистки, который направляется в камеру сгорания и в печь риформера. Утилизация теплоты из ВТР, НТР и ТО происходит с помощью питательной воды, отобранной после питательного насоса. Пар после ВТР нагревается до температуры 515°C, после чего направляется в цилиндр высокого давления. Исходные данные для математического моделирования ПГУ и ТРЭК с разными системами улавливания представлены в табл. 2.

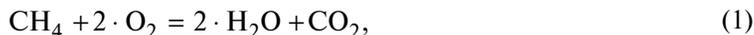
Таблица 2. Исходные данные для математического моделирования ПГУ и ТРЭК с разными системами улавливания

Параметр	Значение	
	МЭА	ПКМ
Способ улавливания углекислого газа	МЭА	ПКМ
Температура наружного воздуха, °С	15	
Давление наружного воздуха, кПа	101.3	
Давление продуктов сгорания на выходе из КС, МПа	1.06	
Температура продуктов сгорания на выходе из КС, °С	1060	
Топливо, подаваемое в КС	CH ₄	H ₂
Расход метана в КС/установку ПКМ, кг/с	8.65	11.22
Температура синтез-газа на выходе из риформера, °С	–	850
Давление синтез-газа на выходе из риформера, МПа	–	2.2
Доля регенерирующего в ребойлере моноэтаноламина	0.7	–
Давление на выходе из аминового насоса, бар	1.1	–
Недогрев на горячем конце пароперегревателя, °С	20	
Температура пара на выходе из котла-утилизатора, °С	515	
Давление в деаэраторе, МПа	0.12	
Гидравлические потери в подогревателях, %	5	
Внутренний КПД питательного, конденсатного, циркуляционного насосов, %	85	
Относительный внутренний КПД газовой турбины, %	89	
Гидравлические потери давления в камере сгорания, %	3	
Распределение расхода на охлаждение в первых двух ступенях, %/%	70/30	
КПД механический, %	99	
КПД электрогенератора, %	99	
Рабочая среда органического цикла Ренкина	R245fa	
Температура в конденсаторе ОЦР цикла, °С	30	
Минимальный температурный напор в утилизаторе, °С	5	
Внутренний относительный КПД насоса/компрессора, %	85	
Внутренний относительный КПД турбины, %	85	
КПД электрогенераторов и электродвигателей, %	99	
Механический КПД, %	99	
Степень сухости пара на выходе из турбины, %	90	

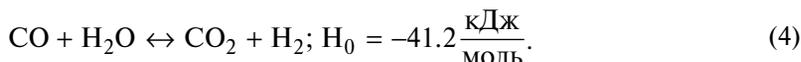
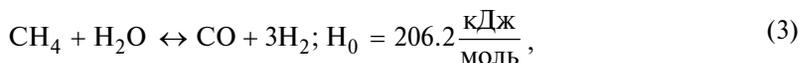
При моделировании тринарных и бинарных парогазовых установок с улавливанием углекислого газа принимались следующие допущения:

- отсутствие химического недожога при процессе горения топлива;
- отсутствие потерь давления в соединяющих элементы трубопроводах;
- при горении топлива не образуются оксиды азота.

Процесс горения в камере сгорания и печи риформера протекает исходя из уравнения для метана и уравнения для водорода:



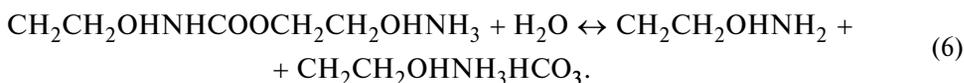
В риформере установки паровой конверсии метана протекает реакция окисления метана водяным паром, а в высокотемпературном реакторе – реакция водяного сдвига, которые рассчитываются исходя из формул [21]:



Моноэтаноламиновая очистка от диоксида углерода в регенерационной колонне производится путем абсорбции [22], в которой можно выделить три основных этапа. На первом этапе происходит образование карбамат моноэтаноламмония по формуле:



Карбамат подвергается гидролизу по медленно протекающей реакции, в ходе которой образуется бикарбонат и молекула свободного моноэтаноламина.



Образованный моноэтаноламин снова вступает в реакцию по формуле:



Мощность i -го контура парогазовой установки рассчитывается по формуле:

$$N_i = N_i^{\text{э}} - N_i^{\text{CH}}, \quad (8)$$

где $N_i^{\text{э}}$ – мощность турбоустановки i -го контура, МВт; N_i^{CH} – мощность собственных нужд для i -го контура, МВт.

Мощность парогазовой установки рассчитывается по формуле:

$$N_e^{\text{ПГУ}} = N_{\text{ГТУ}} + N_{\text{ПТУ}} + N_{\text{ОЦР}}, \quad (9)$$

где $N_{\text{ГТУ}}$ – мощность газотурбинной установки, МВт; $N_{\text{ПТУ}}$ – мощность паротурбинной установки, МВт; $N_{\text{ОЦР}}$ – мощность органического цикла Ренкина, МВт.

Мощность собственных нужд парогазовой установки рассчитывается по формуле:

$$N_{\text{сн}}^{\text{ПГУ}} = N_{\text{сн}}^{\text{ГТУ}} + N_{\text{сн}}^{\text{ПТУ}} + N_{\text{сн}}^{\text{ОЦР}}, \quad (10)$$

где $N_{\text{сн}}^{\text{ГТУ}}$ – мощность собственных нужд газотурбинной установки, МВт; $N_{\text{сн}}^{\text{ПТУ}}$ – мощность собственных нужд паротурбинной установки, МВт; $N_{\text{сн}}^{\text{ОЦР}}$ – мощность собственных нужд органического цикла Ренкина, МВт.

Потери электроэнергии на собственные нужды рассчитываются исходя из уравнения:

$$N_{\text{сн}}^{\text{ул}} = N_{\text{пкм}}^{\text{сн}} + N_{\text{мэа}}^{\text{сн}} + N_{\text{кз}}, \quad (11)$$

где $N_{\text{пкм}}^{\text{сн}}$ – затраты энергии на собственные нужды установки паровой конверсии метана, МВт; $N_{\text{мэа}}^{\text{сн}}$ – затраты энергии на собственные нужды установки моноэтилоаминовой очистки уходящих газов, МВт; $N_{\text{кз}}$ – затраты энергии на захоронение CO_2 .

КПД нетто для бинарных и тринарных циклов с системами улавливания углекислого газа рассчитывается по формуле:

$$\eta_{\text{нетто}}^{\text{ПГУ}} = N_e^{\text{ПГУ}} - N_{\text{сн}}^{\text{ПГУ}} - N_{\text{сн}}^{\text{ул}} / B \cdot Q_{\text{нсн4}}^{\text{р}}, \quad (12)$$

где B – массовый расход метана; $Q_{\text{нсн4}}^{\text{р}}$ – низшая теплота сгорания метана.

АНАЛИЗ РЕЗУЛЬТАТОВ

Для сравнения энергетических характеристик бинарных и тринарных энергетических комплексов с технологиями улавливания углекислого газа до и после сжигания топлива анализ проводился в удельных величинах относительно суммарной подведенной тепловой мощности к циклам с топливом.

По результатам моделирования бинарной ПГУ с МЭА выявлено, что ГТУ с учетом электрохимических потерь вырабатывает 139.9 МВт электрической энергии, что составляет 32.3% от всей подведенной к ПГУ тепловой мощности. После чего тепловая мощность уходящих газов на выхлопе из газовой турбины, равная 283.4 МВт, утилизируется в пароводяном контуре. Однако из-за тепловых потерь в конденсаторе, равных 139.7 МВт, и тепловых потерь с уходящими газами, равных 58.7 МВт, в паровой турбине вырабатывается только 81 МВт электрической энергии. При учете собственных нужд паротурбинной установки, которые затрачиваются на конденсационные и питательные насосы, данное значение уменьшается до 79 МВт. В итоге с учетом всех ранее указанных энергетических потерь КПД пароводяного контура ПГУ составляет 36.0%.

Стоит отметить, что потери с уходящими газами в котле-утилизаторе связаны с высокой температурой уходящих газов, равной 145°C. Более глубокое охлаждение уходящих газов на бинарных парогазовых установках попросту невозможно из-за подогрева конденсата в системе регенерации низкого давления и деаэраторе до 106°C.

Суммарная выработка электрической энергии в газоздушном и пароводяном контуре составляет 218.5 МВт (50.52% от подведенной в цикл теплоты). При этом для удаления углекислого газа требуется затратить 40 МВт тепловой энергии, а для захоронения при давлении 10 МПа – 9.6 МВт. В итоге КПД нетто ПГУ с МЭА составляет 39.1%.

Результаты моделирования ТРЭК с моноэтаноламиновой очисткой уходящих газов позволили установить, что наличие развитой системы регенерации позволяет уменьшить потери в конденсаторе ПГУ на 30.6 МВт, то есть на 7.1% от всей подведенной в ПГУ тепловой мощности. В итоге это приводит к тому, что КПД пароводяного контура ПГУ увеличивается на 3.1% и составляет 39.1%. Однако из-за наличия развитой системы регенерации температура уходящих газов на выходе из экономайзера повышается до 205°C. Для утилизации 97.2 МВт низкопотенциальной теплоты в тринарных циклах используется органический цикл Ренкина, вырабатывающий 15.5 МВт дополнительной электрической энергии. При учете собственных нужд, которые затрачиваются на работу фреонового насоса, данное значение уменьшается до 13.2 МВт. Более глубокая утилизация располагаемой теплоты газов для ТРЭК, (температура уходящих газов для ПГУ равна 139°C, а для ТРЭК – 80°C) обеспечивает снижение потерь с уходящими газами на 319 МВт по сравнению с ПГУ. Вследствие идентичных расходов и составов продуктов сгорания для ПГУ и ТРЭК характерны одинаковые энергетические затраты на удаление и захоронение углекислого газа. В итоге КПД нетто ТРЭК с МЭА равен 40.4%.

Интеграция установок ПКМ в бинарные и тринарные циклы меняет тепловое восприятие поверхностей нагрева котлов-утилизаторов. Для протекания эндотермической реакции риформинга продукты сгорания на выходе из газовой турбины нагреваются с температуры 535°C до 875°C с помощью печи риформера, с помощью которой в цикл ПГУ подводится 122.7 МВт дополнительной тепловой энергии. Для повышения подводимой в цикл тепловой мощности в энергетический цикл ПГУ увеличивается и расход топлива на 3.19 кг/с относительно ПГУ с МЭА. В итоге в камеру сгорания подводится 77.1% от всего подводимого в цикл тепла, а в печь риформера – 22.9%.

Результаты моделирования позволили установить, что в установку ПКМ суммарно подводится 402.9 МВт тепловой энергии, из которой только 218.8 МВт направляется на нагрев синтез-газа до температуры 850°C. При этом в процессе парового риформинга теряется 27.1 МВт тепла, все остальное тепло, равное 191.7 МВт, полезно утилизируется в паротурбинном цикле, что приводит к росту расхода пара в ПТ в 1.92 раза (61.1 кг/с).

После первого отбора из паровой турбины отбирается 52.0 кг/с пара для протекания реакции паровой конверсии в установке риформинга. В конденсатор же подводится добавочная вода, которая после подогрева в системе регенерации до температуры 107°C направляется для утилизации избыточной теплоты в установку ПКМ. В итоге достигается прирост мощности ПТУ на 11.38 МВт относительно ПГУ с МЭА, при этом для работы установки ПКМ требуется затратить 2.8 МВт электрической энергии на собственные нужды и 14.3 МВт – на захоронение углекислого газа.

В итоге КПД нетто ПГУ с ПКМ относительно ПГУ с МЭА увеличивается на 1.16% и составляет 40.3%.

Термодинамический анализ ТРЭК с ПКМ показал, что утилизация теплоты синтез-газа, равной 191 МВт, позволяет увеличить располагаемую мощность ПТ на 19.2 МВт относительно ПГУ с ПКМ. Данный прирост связан с тем, что из-за развитой системы регенерации потери в конденсаторе уменьшаются на 6.69 МВт, из-за чего КПД ТРЭК с ПКМ увеличивается на 0.16% относительно ПГУ с ПКМ. Мощность нетто ТРЭК с ПКМ равна 250.7 МВт. Собственные нужды для ТРЭК с ПКМ такие же, как и для ПГУ с ПКМ, а КПД нетто составляет 41.6%.

Сравнение результатов моделирования четырех разработанных технологических схем низкоуглеродных энергетических комплексов позволяет прийти к заключению, что переход от моноэтаноламиновой очистки уходящих газов на водородное сжигание позволяет повысить эффективность бинарных циклов на 1.16%, а тринарных – на 1.27%. Разница в 0.11% связана с тем, что подведенная в цикл тепловая энергия утилизируется в более энергетически эффективном пароводяном контуре с развитой системой регенерации, что позволяет уменьшить потери тепловой энергии в конденсаторе тринарного цикла на 6.69 МВт относительно бинарных парогазовых установок. В итоге за счет интегрирования ПКМ в ПГУ дополнительно вырабатывается 16.2 МВт. В ТРЭК за счет снижения потерь в конденсаторе данное значение повышается на 0.6 МВт и равняется 16.8 МВт.

Результаты сравнения энергетической эффективности тринарных и бинарных энергетических комплексов с интегрированными системами улавливания углекислого газа представлены на рис. 3. Наиболее эффективным циклом является ТРЭК с ПКМ: КПД нетто составляет 41.6%. Высокая эффективность достигается за счет снижения затрат на собственные нужды системы улавливания углекислого газа на 5.67 МВт относительно энергетических комплексов с МЭА (в связи с отсутствием дополнительных затрат на десорбцию моноэтаноламина с помощью ребойлера, на который затрачивается 40 МВт электрической энергии).

В ходе сравнения удельных выбросов углекислого газа установлено, что переход с моноэтаноламиновой очистки углекислых газов на водородное сжигание топлива позволяет сократить удельные выбросы углекислого газа в 2.32 раза: с 55.9 г/кВт · ч до 23.4 г/кВт · ч. При этом удельные электрические затраты тепловой станции с интегрированной установкой ПКМ относительно тепловой станции с МЭА уменьшаются на 54 кВт/тCO₂: с 75.2 кВт/тCO₂ до 20.3 кВт/тCO₂.

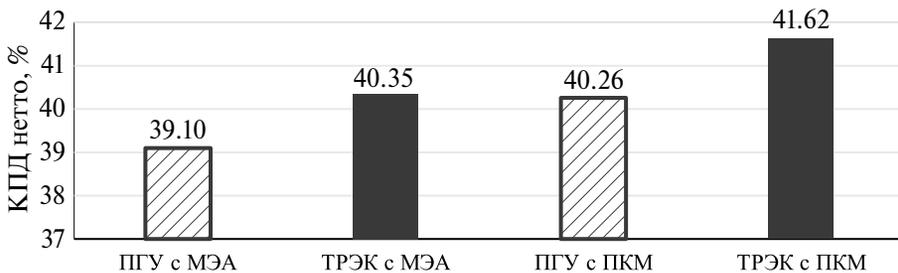


Рис. 3. Сравнение энергетической эффективности тринарных и бинарных энергетических комплексов с интегрированными системами улавливания углекислого газа.

ВЫВОДЫ

В настоящей работе разработаны технологические схемы и математические модели низкоуглеродных энергетических комплексов, включая бинарные и тринарные парогазовые установки с моноэтаноламиновой очисткой уходящих газов и интегрированными установками паровой конверсии метана. По результатам математического моделирования технологических схем парогазовых энергоустановок с температурой и давлением на входе в газовую турбину, равными 1060°C и 1.09 МПа, составлены энергетические диаграммы и произведены оценки основных энергетических характеристик. Установлено, что наибольшая энергетическая эффективность наблюдается у ТРЭК с ПКМ, КПД нетто которой равняется 41.6% .

1) Выявлено, что при переходе с ПГУ с МЭА на ПГУ с ПКМ КПД нетто увеличивается на 1.16% в связи со следующими причинами:

1. В процессе охлаждения синтез-газа в установке ПКМ в охладителе-сепараторе теряется 27.1 МВт тепловой энергии, однако при моноэтаноламиновой очистке уходящих газов требуется затратить 40 МВт электрической энергии на подогрев амина в ребойлере.

2. При переходе с ПГУ с МЭА на ПГУ с ПКМ энергетические потери на захоронение CO_2 увеличиваются на 4.7 МВт, что связано с повышением выбросов CO_2 на 23% из-за роста суммарного расхода топлива на 2.57 кг/с.

3. Для протекания реакции паровой конверсии из паровой турбины отбирается 52 кг/с, однако из-за того, что при утилизации 191.7 МВт тепловой энергии вырабатывается 61 кг/с пара, который направляется в паротурбинную установку, мощность нетто ПТУ увеличивается на 16.2 МВт.

2) Сравнительный анализ энергетических и термодинамических характеристик показал, что переход с бинарной на тринарную парогазовую установку с моноэтаноламиновой очисткой уходящих газов приводит к росту КПД нетто на 1.25% . Это обусловлено следующими причинами:

1. Ростом суммарных потерь в конденсаторах ПТУ и ОЦР на 24.2 МВт.

2. Ростом суммарных собственных нужд ПТУ и ОЦР на 1.4 МВт.

3. Снижением потерь с уходящими газами на выходе из газоздушного тракта ПГУ на 31.7 МВт.

4. Ростом мощности нетто ПГУ на 5.4 МВт.

3) Установлено, что переход ПГУ с ПКМ на ТРЭК с ПКМ позволяет утилизировать 191.7 МВт тепловой энергии, отводимой от риформера, в более эффективном пароводяном контуре с развитой системой регенерации, эффективность которого выше на 0.16% по сравнению с пароводяным контуром без развитой системы регенерации. Прирост электрической мощности нетто в ТРЭК с ПКМ на 1.6 МВт обуславливает повышение эффективности на 1.36% относительно ПГУ с ПКМ.

Работа выполнена при финансовой поддержке Министерства науки и высшего образования Российской Федерации в рамках Государственного задания № FSWF-2023-0014 (Соглашение № 075-03-2023-383 от 18 января 2023 г.) в сфере научной деятельности на 2023–2025 гг.

АББРЕВИАТУРЫ

- ТРЭК – тринарный энергетический комплекс;
ПГУ – парогазовая установка;
ПТУ – паротурбинная установка;
ГТУ – газотурбинная установка;
МЭА – моноэтаноламиновая очистка уходящих газов;
ПКМ – паровая конверсия метана;
К – компрессор;
ГК – газовый компрессор;
КС – камера сгорания;
ГТ – газовая турбина;
ЭГ – электрогенератор;
КУ – котел-утилизатор;
ПП – пароперегреватель;
И – испаритель;
Б – барабан;
ЭК – экономайзер;
ГПК – газовый подогреватель конденсата;
ЦВД – цилиндр высокого давления;
ЦНД – цилиндр низкого давления;
ПК – паровой конденсатор;
КН – конденсатный насос;
ПНД – подогреватель низкого давления;
Д – деаэратор;
ПН – питательный насос;
ПВД – подогреватель высокого давления;
ОЦР – органический цикл Ренкина;
У – утилизатор;
ФР – фреоновый рекуператор;
ФТ – фреоновая турбина;
ФК – фреоновый конденсатор;
ФН – фреоновый насос;
ВТР – высокотемпературный реактор;
НТР – низкотемпературный реактор;
ТО – теплообменник-охладитель;
ОС – охладитель-сепаратор;
А – абсорбер;
МКПО – многоступенчатый компрессор с промежуточным охлаждением.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Энергетическая стратегия Российской Федерации на период до 2035 года | Министерство энергетики РФ [Электронный ресурс]. URL: <https://minenergo.gov.ru/node/1026> (дата обращения: 02.11.2022).
2. Nitrous Oxide Emissions by Sector. 2024. Available online: <https://ourworldindata.org/emissions-by-sector> (accessed: 10.06. 2024).
3. *Ежова Н.Н., Сударева С.В.* Современные методы очистки дымовых газов тепловых электростанций от диоксида углерода // Теплоэнергетика. 2009. № 1 С. 14–19.
4. *Замятина А.В., Богатова Т.Ф., Осипов П.В.* Анализ технологий улавливания CO₂ // Энерго- и ресурсосбережение. Энергообеспечение. Нетрадиционные и возобновляемые источники энергии. Атомная энергетика. Екатеринбург. 2019. С. 807–810.
5. *Киндра В.О., Комаров И.И., Злышко О.В., Максимов И.А., Островский М.А.* Термодинамический анализ тринарных энергоустановок // Известия РАН. Энергетика. 2024. № 1. С. 70–81.
6. *Ibigbami O.A., Onilearo O.D., & Akinyeye R.O.* Post-combustion capture and other Carbon Capture and Sequestration (CCS) technologies: a review // Environmental Quality Management. 2024.
7. *Song C., Liu Q., Deng S., Li H., Kitamura Y.* Cryogenic-based CO₂ capture technologies: State-of-the-art developments and current challenges // Renew. Sustain. Energy Rev. 2019. V. 101. P. 265–278.
8. *Kamio E., Yoshioka T., Matsuyama H.* Recent Advances in Carbon Dioxide Separation Membranes: A Review // J. Chem. Eng. Jpn. 2023. V. 56. P. 2222000.
9. *Mondal M.K., Balsora H.K., Varshney P.* Progress and trends in CO₂ capture/separation technologies: A review // Energy. 2012. V. 46. P. 431–441.
10. *Maniarasu R., Rathore S.K., Murugan S.* A review on materials and processes for carbon dioxide separation and capture // Energy Environ. 2023. V. 34. P. 3–57.
11. *Vorokhta M., Kusdhany M.I.M., Vöröš D., Nishihara M., Sasaki K., Lyth S.M.* Microporous carbon foams: The effect of nitrogen-doping on CO₂ capture and separation via pressure swing adsorption // Chem. Eng. J. 2023. V. 471. P. 144524.
12. *Kindra V., Maksimov I., Oparin M., Zlyvko O., Rogalev A.* Hydrogen Technologies: A Critical Review and Feasibility Study // Energies. 2023. V. 16. P. 5482.
13. *Ma L.-C., Dominguez B.C., Kazantzis N.K., Ma Y.H.* Integration of membrane technology into hydrogen production plants with CO₂ capture: An economic performance assessment study // Int. J. Greenh. Gas Control. 2015. V. 42. P. 424–438.
14. *Fernandez J.R., Abanades J.C.; Grasa G.* Modeling of sorption enhanced steam methane reforming-Part II: Simulation within a novel Ca/Cu chemical loop process for hydrogen production // Chem. Eng. Sci. 2012. V. 84. P. 12–20.
15. *Komarov I., Osipov S., Zlyvko O., Vegera A., Naumov V.* Combined Cycle Gas Turbine for Combined Heat and Power Production with Energy Storage by Steam Methane Reforming // J. Energy Syst. 2021. V. 5. P. 231–243
16. *Pashchenko D.* Performance Evaluation of a Combined Power Generation System Integrated with Thermochemical Exhaust Heat Recuperation Based on Steam Methane Reforming // Int. J. Hydrogen Energy. 2023. V. 48. P. 5823–5835.
17. *Mullen D., Herraiiz L., Lucquiaud M.* Advanced Thermodynamic Integration in Combined Fuel and Power (CFP) Plants Producing Low Carbon Hydrogen & Power with CCUS. Proceedings of the 15th Greenhouse Gas Control Technologies Conference. 2021. P. 15–18.

18. *Lozza G., Chiesa P.* Natural gas decarbonization to reduce CO₂ emission from combined cycles – Part I: Partial oxidation. *J. Eng. Gas Turbines Power.* 2000. V. 124. P. 82–88.
19. Aspen Technology, Inc. Aspen Plus. Available online: <https://www.aspentech.com/en/products/engineering/aspen-plus> (accessed on 19 July 2021).
20. *Lemmon E.W., Bell I.H., Huber M.L., McLinden M.O.* NIST Standard Reference Database 23: Reference Fluid Thermodynamic and Transport Properties-REFPROP; Version 10.0, National Institute of Standards and Technology; Standard Reference Data Program: Gaithersburg, MA, USA, 2018.
21. *Quirino P., Amaral A., Pontes K., Rossi F., Manenti F.* Impact of kinetic models in the prediction accuracy of an industrial steam methane reforming unit. // *Comput. Chem. Eng.* 2021. V. 152. P. 107379.
22. *Stray J.D.* Control of Corrosion and Fouling in Amine Sweetening Systems, presented at the NACE Canada Region Western Conference Calgary, Alberta February, 1990. P. 20–22.

Low-Carbon Trinary Power Plants

V. O. Kindra*

National Research University “Moscow Power Engineering Institute”

**e-mail: kindra.vladimir@yandex.ru*

At present, improving environmental safety at thermal power plants is one of the key areas of energy development. In world practice, technologies for cleaning exhaust gases from nitrogen oxides, sulfur and ash are actively used. However, carbon dioxide captures technologies have not yet found wide application due to a significant decrease in the efficiency of electricity production. This paper presents the results of the development and study of process flow charts of binary and trinary power plants with minimal emissions of harmful substances into the atmosphere. The research revealed that the transition from monoethanolamine cleaning of exhaust gases to a methane steam reforming plant provides an increase in the net efficiency of a trinary power plant by 1.25% (for a combined-cycle plant by 1.16%) and a reduction in specific carbon dioxide emissions into the atmosphere by 2.3 times. The high efficiency of the power unit with an integrated steam methane reforming unit compared to monoethanolamine exhaust gas cleaning is due to a reduction in electricity costs for carbon dioxide capture by 8.2 MW.

Keywords: combined-cycle plants, steam methane reforming, thermodynamic analysis, thermal schemes, energy efficiency, organic Rankine cycle