

7. Konovalov B. Cherez pyath-semh let Rossia mozhet stath krupnejshym v mire proizvoditelem synteticheskogo motornogo topliva, *Energetika i promyshlennosth.* — <http://stra.teg.ru/lenta/energy/752>: 31.10.2002.(Rus.)
8. Coal-to-Chemicals. — <http://www.netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification>
9. Regius Synfuels. — [http://www.regiusexplore.com/reg\\_synfuels.html](http://www.regiusexplore.com/reg_synfuels.html).
10. Bondarenko B.I. Shchodo perspectiv oderzhannia I vykorystannia syntez-gazu z vuglynoii syrovyny Ukrainy. Za materialamy naukovoji dopovydi na zasidanny Prezydii NAN Ukrainy 29 zhovtnia 2014 roku, *Visnyk NAN Ukrainy*, 2014, (12), pp. 25–28. (Ukr.)
11. Fluodas C.A., Elia J.A., Baliban R.C. Hybrid and single feedstock energy processes for liquid transportation fuels : A critical review, *Computers and Chemical Engineering*, 2012, 41, pp. 25–41.
12. Bush V., Bryan B., Knight R. Synergistic Combination of Natural Gas and biomass in Gasification-based Systems for Chemical Fuels Production, *Proc. of Int. Gas Union Research Conference*, Copenhagen, Sept. 2014, p. 12.
13. Renewable Gasoline From Wood: A Transportation Fuel Of The Future? — <http://www.progressillinois.com/quick-hits/content/2014/06/06/renewable-gasoline...>
14. Deshevaia neft navsegda. Novaia realnost, *Rossiyski manifest*, 13 nojabria 2014. Powered by Esplanade Theme and WordPress. — <http://www.vni-gri.ru/download/30>. (Rus.)
15. Samar Abbas. The Non-Organic Theory of the Genesis of Petroleum, *Report on the Grant of New Dehli University*, 2014, p. 20.
16. Gorbovsky A. Sverkhplanovyye obiomy, *Energo-biznes*, 2014, (1–2), pp. 839–840.(Rus.)
17. Romm J. Is the Energy Department Still Looking To A Give Coal-To-Liquid Plant A Loan Guarantee? — <http://thinkprogress.org/climate/2014/04/02/3345481/loan-guarantee-coal-to-liquid>

Received March 20, 2015

УДК 628.49

**Пятничко А.И., канд. техн. наук,**  
**Иванов Ю.В., Жук Г.В., докт. техн. наук, Онопа Л.Р.**  
**Институт газа Национальной академии наук Украины, Киев**  
 ул. Дегтяревская, 39, 03113 Киев, Украина, e-mail: aipkiev@ukr.net, iv2102@mail.ru

## Оптимизация параметров технологической схемы аминовой очистки биогаза от CO<sub>2</sub> и H<sub>2</sub>S

Истощение месторождений традиционных ископаемых топлив приводит к поиску альтернативных источников энергии, к которым относится биогаз, образующийся из биологического сырья — биомассы. Основными компонентами биогаза являются биометан, диоксид углерода и примеси (сероводород и др.). Для получения биометана — аналога природного газа — необходимо извлекать из биогаза CO<sub>2</sub> и H<sub>2</sub>S. С использованием программной системы технологического моделирования HYSYS проведены многовариантные расчеты. Предложено использовать абсорбционную схему с применением в качестве абсорбента водного раствора смеси аминов: 40 % метилдиэтанолamina (МДЭА) и 10 % моноэтаноламина (МЭА). Это приводит к снижению энергозатрат на процесс абсорбции-десорбции в 1,5–3 раза по сравнению с растворами МЭА. Установлены оптимальные параметры процесса очистки биогаза полигонов твердых бытовых отходов от CO<sub>2</sub> и H<sub>2</sub>S: давление в абсорбере — 0,26–0,28 МПа, давление в десорбере — 0,16–0,18 МПа, температура регенерированного аминового раствора на входе в абсорбер — 45 °С. *Библ. 11, рис. 6, табл. 4.*

**Ключевые слова:** биогаз, биометан, диоксид углерода, сероводород, абсорбер, десорбер, абсорбент.

В Украине потенциал производства и использования биогаза в качестве возобновляемого источника энергии из отходов агропромышленного комплекса, бытовых отходов, сточных вод оценивается в 3,2 млрд м<sup>3</sup>/год СН<sub>4</sub>. Дополнительно можно получить около 3 млрд м<sup>3</sup>/год СН<sub>4</sub> из энергетических культур при их переработке в биометан [1].

Актуальность проблемы очистки биогаза от кислых компонентов СО<sub>2</sub> и Н<sub>2</sub>С обусловлена требованиями экологической безопасности, а также производственными потребностями защиты аппаратуры и оборудования, трубопроводов от коррозии при транспорте и переработке биогаза в топливо (биометан), пригодное для бытового, энергетического и промышленного использования.

Очистка биогаза и других технологических газов от примесей СО<sub>2</sub> и Н<sub>2</sub>С может осуществляться различными способами, выбор которых зависит от многих факторов, основными из которых являются покомпонентный состав, параметры сырого газа, степень очистки и отрасль использования товарного продукта.

Анализ мирового опыта в этой области свидетельствует о том, что основными процессами переработки кислых газов является абсорбция с использованием физических и химических абсорбентов и их комбинаций. Большинство процессов очистки газов базируется на применении абсорбционных процессов с использованием сорбентов с аминовой составляющей [2–4]. Выбор оптимального абсорбента для всего диапазона концентраций СО<sub>2</sub> и Н<sub>2</sub>С в биогазе позволяет снизить количество циркулирующего аминного раствора и тепловую нагрузку десорбера и может существенно улучшить технико-экономические показатели установок абсорбционного извлечения СО<sub>2</sub> и Н<sub>2</sub>С.

Капитальные вложения в установку аминовой очистки на 80 % связаны с количеством

циркулирующего аминного раствора, что определяет размеры абсорбера, десорбера, теплообменного оборудования и т.д. В работе [5] для процесса очистки биогаза от СО<sub>2</sub> были сделаны сравнительный анализ и выбор абсорбента на основе этаноламинов: моноэтаноламина (МЭА), диэтаноламина (ДЭА), метилдиэтаноламина (МДЭА). Расчеты проводились с использованием известной программной системы технологического моделирования HYSYS. Для сравнения были взяты следующие водные растворы аминов: 13 % МЭА; 18 % МЭА; 40 % ДЭА; 6 % МЭА + 40 % МДЭА; 8 % МЭА + 40 % МДЭА; 10 % МЭА + 40 % МДЭА.

При моделировании процесса извлечения СО<sub>2</sub> из биогаза были приняты упрощенные модели его расчета и получены оценочные результаты для разных абсорбентов (табл.1). Моделирование производили при следующих условиях: Q<sub>газ</sub> = 360 ст. м<sup>3</sup>; T<sub>газ</sub> = 40 °С; P<sub>абс</sub> = 0,26 МПа; P<sub>дес</sub> = 0,16 МПа. Состав биогаза, % (об.): СН<sub>4</sub> – 50; СО<sub>2</sub> – 45; N<sub>2</sub> – 3; Н<sub>2</sub>О – 2.

По результатам расчетов для этих вариантов был принят оптимальный состав сорбента

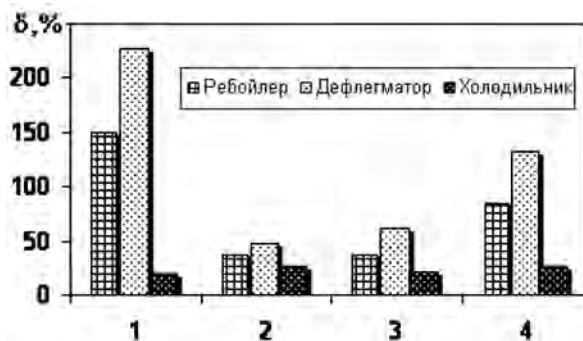


Рис.1. Сравнительная оценка расходов расчетных тепловых нагрузок ребойлера, дефлегматора десорбера и теплообменника-охладителя регенерированного абсорбента при применении водных растворов 18 % МЭА (I) и 40 % МДЭА + 10 % МЭА (II) [8]: 1 – дымовой газ; 2 – генераторный газ; 3 – синтез-газ; 4 – биогаз.  $\delta = [(I - II) / II] \cdot 100 \%$ .

**Таблица 1. Показатели процесса очистки биогаза от СО<sub>2</sub> аминными абсорбентами [5]**

Показатель	Состав абсорбента, % (мас.)					
	13 % МЭА + 87 % Н <sub>2</sub> О	18 % МЭА + 82 % Н <sub>2</sub> О	40 % ДЭА + 60 % Н <sub>2</sub> О	10 % МЭА + 40 % МДЭА + 50 % Н <sub>2</sub> О	8 % МЭА + 40 % МДЭА + 52 % Н <sub>2</sub> О	6 % МЭА + 40 % МДЭА + 54 % Н <sub>2</sub> О
Расход сорбента, кг/ч	5355	4215	4580	<b>3115</b>	3700	4430
Тепловая нагрузка, ккал/ч (кВт):						
кипятильника десорбера	175200 (203, 6)	176400 (205, 0)	179500 (208, 6)	<b>138800 (161,4)</b>	139600 (162,3)	154100 (179,1)
дефлегматора десорбера	-40750 (-47,4)	-41570 (-48,3)	-66830 (-77,7)	<b>-43410 (-50,5)</b>	-38040 (-44,2)	-52560 (-61,1)
теплообменника-охладителя	-138500 (-161,0)	-137500 (-159,8)	-115000 (-133,7)	<b>-96500 (-112,2)</b>	-10300 (-119,7)	-10300 (-119,7)
Мощность насоса, кВт	0,21	0,16	0,17	<b>0,12</b>	0,14	0,17

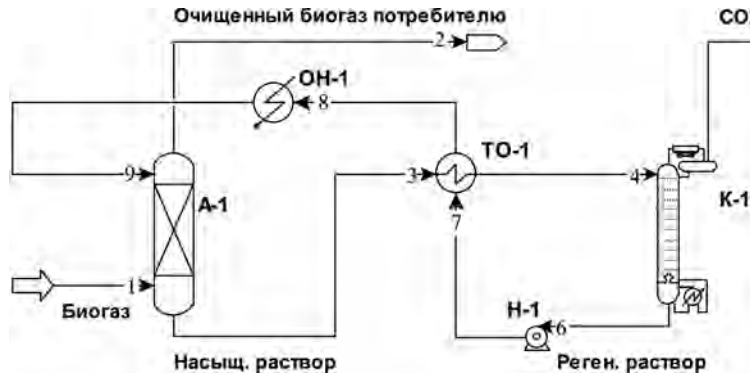


Рис.2. Принципиальная технологическая схема аминной очистки биогаза: А-1 – абсорбер; К-1 – десорбер; ТО-1 – рекуперативный теплообменник; ОН-1 – теплообменник (охладитель); Н-1 – насос.

– водный раствор 40 % МДЭА + (8–10) % МЭА.

С применением реальных моделей расчета процессов извлечения  $\text{CO}_2$  из биогаза, дымовых газов, генераторного газа и синтез-газа авторами был проведен сравнительный анализ и сделан выбор оптимального абсорбента на основе МДЭА [6–8]. Был принят оптимальный состав сорбента 40 % МДЭА + 10 % МЭА + 50 %  $\text{H}_2\text{O}$  (рис.1).

Из литературных источников известно, что эксплуатационные расходы технологии извлечения кислых компонентов из технологических газов до 70 % состоят из энергетических затрат на регенерацию амина, поэтому важным является проведение исследований с целью оптимизации параметров процессов абсорбции и десорбции, а именно: давления и температуры. Принципиальная технологическая схема процесса извлечения  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$  из биогаза водными растворами аминов, получения биометана и газообразного диоксида углерода приведена на рис.2.

Моделирование процесса очистки биогаза проводилось по данным полигона ТБО № 5 (с. Пидгирицы, Киевская обл.). Количество биогаза – 600 ст.  $\text{м}^3/\text{ч}$ . Состав биогаза, % (об.):  $\text{CH}_4$  – 48;  $\text{CO}_2$  – 45;  $\text{H}_2\text{S}$  – 2;  $\text{N}_2$  – 3;  $\text{H}_2\text{O}$  – 2. Было принято, что допустимая концентрация примесей в биометане, выходящем из абсорбера, не

должна превышать 1 % (об.)  $\text{CO}_2$ , 5 мг/ст.  $\text{м}^3$   $\text{H}_2\text{S}$ . Давление в абсорбере изменялось от 0,24 до 0,3 МПа, в десорбере – от 0,14 до 0,2 МПа с интервалом 0,02 МПа. Температура регенерированного абсорбента, подаваемого в абсорбер, варьировалась от 35 до 55 °С.

Биогаз (поток 1) в количестве 600 ст.  $\text{м}^3$  поступает в абсорбер А-1, который орошается (поток 9). В колонне-абсорбере концентрации  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$  в биогазе снижаются до допустимой. Очищенный биогаз (поток 2) направляется потребителю. Насыщенный раствор хемосорбента (поток 3) поступает в рекуперативный теплообменник ТО-1, в котором нагревается до 98–104 °С горячим обратным потоком 7 регенерированного раствора сорбента, который выходит из десорбера К-1. Нагретый насыщенный раствор сорбента (поток 4) поступает в верхнюю часть десорбера К-1, где осуществляется отпаривание поглощенного диоксида углерода до необходимой концентрации. Процесс регенерации осуществляется при температуре кипения хемосорбента 115–119 °С. Парогазовая смесь, выходящая из верхней части десорбера, охлаждается в конденсаторе до 25 °С, при этом водяной пар конденсируется и поступает в десорбер как орошение (флегма) в верхнюю его часть, а газ в количестве 222 ст.  $\text{м}^3$  выходит из конденсатора (поток 5) и содержит в основном  $\text{CO}_2$  (~92,5 % (об.)). Регенерированный раствор хемосорбента (поток 6) насосом Н-1 подается в рекуперативный теплообменник ТО-1 (поток 7), затем в охладитель ОН-1 (поток 8) и после охладителя ОН-1 поступает в верхнюю часть абсорбера А-1 (поток 9). Затем цикл повторяется.

В табл.2 приведены расчетные показатели процесса извлечения  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$  из биогаза в

Таблица 2. Энергетические показатели процесса извлечения  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$  из биогаза

Давление, МПа		Расход абсорбента*, кг/ч	Мощность насоса*, кВт	Тепловая загрузка, кВт		
абсорбер	десорбер			ребойлера десорбера	дефлегматора десорбера	теплообменника-охладителя
0,24	0,14	7790	0,30	509/830	349/647	217/221
<b>0,26</b>	0,16	6720	0,26	372/510	219/332	211/217
<b>0,28</b>	0,18	6260	0,24	323/413	183/245	199/208
0,30	0,20	5955	0,23	296/370	166/209	189/201

\* Показатели не зависят от степени извлечения  $\text{CO}_2$ , так как в данном варианте расчетов принят абсорбент неизменного состава: 40 % МДЭА + 10 % МЭА + 50 %  $\text{H}_2\text{O}$ . В числителе – для степени извлечения  $\text{CO}_2$   $\varepsilon = 0,7$ , в знаменателе – для  $\varepsilon = 0,8$ .

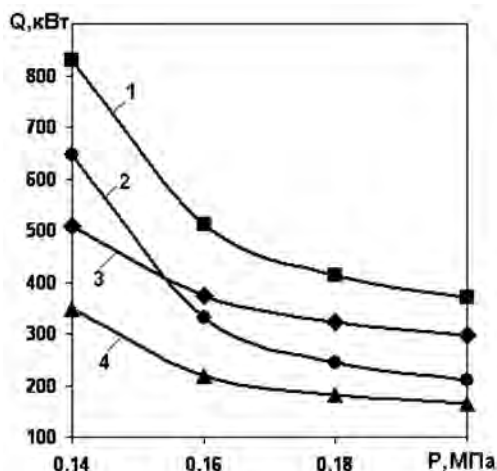


Рис.3. Зависимость тепловой нагрузки  $Q$  ребойлера (1, 3) и дефлегматора (2, 4) десорбера от давления при степени извлечения  $CO_2$   $\varepsilon = 0,7$  (3, 4) и  $0,8$  (1, 2).

количестве 600 ст. м<sup>3</sup> при допустимой концентрации на выходе из абсорбера  $CO_2$  — 1 % (об.),  $H_2S$  — 5 мг/ст. м<sup>3</sup> для диапазона давлений в абсорбере 0,24–0,3 МПа и в десорбере 0,14–0,2 МПа.

На рис.3 показана зависимость тепловой нагрузки ребойлера и дефлегматора десорбера от давления при степени извлечения  $CO_2$   $\varepsilon = 0,7$  и  $0,8$ .

Зависимость расхода абсорбента от давления в абсорбере представлена на рис.4. При давлении в десорбере  $P = 0,14$  МПа тепловые нагрузки ребойлера и дефлегматора, а также расходы абсорбента наиболее высоки при всех степенях извлечения  $CO_2$ . Самые низкие показатели наблюдаются при  $P = 0,2$  МПа.

Надо учитывать, что равновесная растворимость диоксида углерода зависит от давления газа и концентрации аминного раствора.

Если используют водные растворы МЭА, то концентрация последнего составляет, как

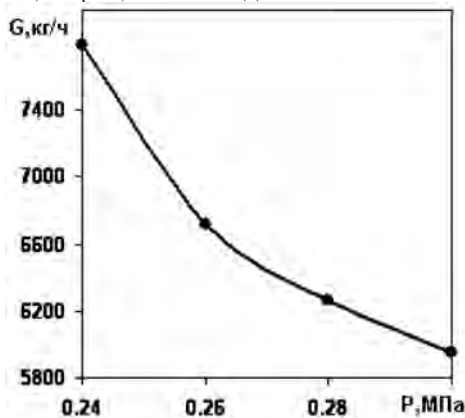


Рис.4. Зависимость расхода абсорбента состава 40 % МДЕА + 10 % МЭА + 50 %  $H_2O$  от давления в абсорбере.

правило, 10–20 % (мас.). В состав предложенного оптимального абсорбента в качестве активирующей добавки входит 10 % МЭА, и в результате хемосорбции образуются карбонаты и бикарбонаты, которые разлагаются в десорбере с выделением диоксида углерода при нагревании потока до 120 °С [9].

Полнота извлечения сероводорода из биогаза также зависит от концентрации используемого для этой цели амина, количественного отношения амина к очищаемому газу, температуры и полноты регенерации его раствора. Необходимо, чтобы содержание сульфидов в регенерированном растворе было минимальным и температура низа десорбера не превышала 120 °С, так как при более высокой температуре МЭА частично разлагается [10].

Температура низа десорбера меняется в зависимости от давления: от 113 °С при  $P = 0,14$  МПа до 121 °С (то есть выше 120 °С) при  $P = 0,2$  МПа, поэтому оптимальным будет диапазон давлений  $P = 0,16$ – $0,18$  МПа.

Расчетные расходы абсорбента и концентрации  $CO_2$  и  $H_2S$  на выходе из абсорбера для диапазона температур регенерированного аминного раствора 35–55 °С при оптимальном давлении  $P = 0,26$  и  $0,28$  МПа приведены в табл.3.

Из нее видно, что при  $t = 35$  °С концентрация  $CO_2$  в биометане возрастает до 2 % и превышает допустимую (1 %) при незначительном уменьшении концентрации  $H_2S$  до 3,5 мг/ст. м<sup>3</sup>. При  $t = 55$  °С концентрация  $CO_2$  снижается до 0,7 %, но при этом повышается содержание  $H_2S$  в биометане до 8,9 мг/ст. м<sup>3</sup>, что превышает допустимую (5,0 мг/ст. м<sup>3</sup>). Поэтому оптимальная температура регенерированного аминного раствора, подаваемого в абсорбер, была принята  $t = 45$  °С.

Важным является исследование взаимного влияния остаточной концентрации  $CO_2$  и  $H_2S$  на выходе из абсорбера (в биометане) и анализ при этом энергетических показателей процесса регенерации насыщенного аминного раствора в

**Таблица 3. Расход абсорбента, концентрации  $CO_2$  и  $H_2S$  на выходе из абсорбера**

t, °C	Расход абсорбента, кг/ч	Концентрация на выходе из абсорбера	
		$CO_2$ , % (об.)	$H_2S$ , мг/ст. м <sup>3</sup>
35	6720/6260	2,0/2,0	3,5/3,5
45	6720/6260	1,1/1,1	4,5/4,8
55	6720/6260	0,65/0,7	7,0/8,9

Примечание. В числителе — при  $P = 0,26$  МПа, в знаменателе — при  $P = 0,28$  МПа.



**Таблица 4. Тепловые нагрузки ребойлера и дефлегматора десорбера, теплообменника-охладителя в зависимости от остаточной концентрации  $\text{CO}_2$  в биометане**

Концентрация газа на выходе из абсорбера*			Расход абсорбента*, кг/ч	Тепловая нагрузка, кВт		
$\text{CH}_4$ , % (об.)	$\text{CO}_2$ , % (об.)	$\text{H}_2\text{S}$ , мг/ст. м <sup>3</sup>		ребойлера десорбера	дефлегматора десорбера	теплообменника-охладителя
$P_{\text{абс}} = 0,26 \text{ МПа}$ , $P_{\text{дес}} = 0,16 \text{ МПа}$			Степень извлечения $\text{CO}_2$ $\varepsilon = 0,7/0,8$			
90,3	1,1	4,5	6720	372/510	219/332	211/217
89,1	2,4	67,1	5130	277/362	150/208	183/191
88,0	3,5	258,4	5000	269/351	148/203	176/184
$P_{\text{абс}} = 0,28 \text{ МПа}$ , $P_{\text{дес}} = 0,18 \text{ МПа}$			Степень извлечения $\text{CO}_2$ $\varepsilon = 0,7/0,8$			
90,3	1,1	4,8	6720	323/413	183/245	199/208
89,1	2,4	66,2	5130	265/329	133/169	188/198
88,0	3,5	257,3	5000	257/319	132/166	182/190

\* Показатели не зависят от степени извлечения  $\text{CO}_2$ , так как в данном варианте расчетов принят абсорбент неизменного состава: 40 % МДЭА + 10 % МЭА + 50 %  $\text{H}_2\text{O}$ .

десорбере. В табл.4 приведены значения тепловых нагрузок ребойлера, дефлегматора десорбера, теплообменника-охладителя регенерированного раствора в зависимости от остаточной концентрации  $\text{CO}_2$  в биометане при  $P = 0,16$  и  $0,18$  МПа и степени извлечения  $\text{CO}_2$   $\varepsilon = 0,7$  и  $0,8$ .

На рис.5 показана зависимость тепловой нагрузки ребойлера и дефлегматора десорбера от концентрации  $\text{CO}_2$  в биометане при  $P = 0,16$  и  $0,18$  МПа и степени извлечения  $\text{CO}_2$   $\varepsilon = 0,7$  и  $0,8$ . Видно, что наибольшие тепловые нагрузки существуют при минимальных концентрациях  $\text{CO}_2$  в биометане, а при концентрациях  $\text{CO}_2$  выше 2,4 % нагрузки ребойлера и дефлегматора практически не меняются. Причем чем ниже степень извлечения  $\text{CO}_2$  из биогаза, тем меньше зависимость от давления в десорбере. Нагрузки теплообменника-охладителя регенерированного

раствора практически не зависят от давления, остаточной концентрации  $\text{CO}_2$  в биометане и степени извлечения  $\text{CO}_2$  из биогаза.

Зависимость концентраций  $\text{CH}_4$  и  $\text{H}_2\text{S}$  на выходе из абсорбера от остаточной концентрации  $\text{CO}_2$  в биометане приведена на рис.6 и практически не зависит от давления (см. табл.4).

Если учитывать требования к качеству природного газа, подаваемого в газопроводы, где допустимая концентрация сероводорода составляет  $20 \text{ мг/м}^3$  (ОСТ 51.40-95, ГОСТ 5542-87), то при этом концентрация  $\text{CO}_2$  в биометане не должна превышать 1,5 % (об.). Для использования биометана в рабочем помещении промышленного предприятия, где предельно допустимая концентрация сероводорода —  $10 \text{ мг/м}^3$  [11], концентрация  $\text{CO}_2$  в биометане должна быть снижена приблизительно до 1,2 % (об.).

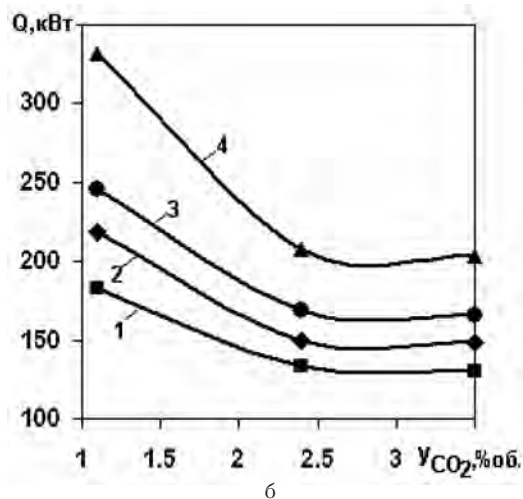
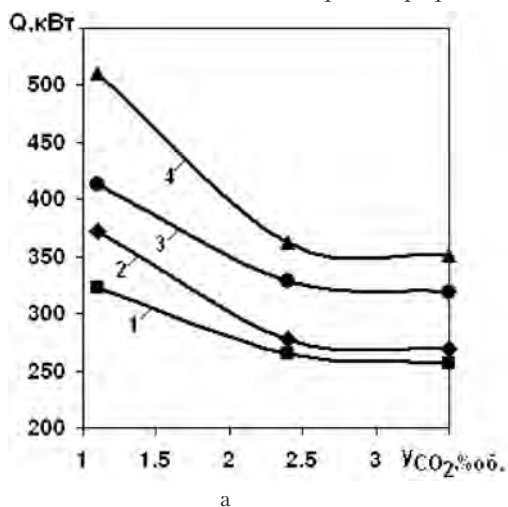


Рис.5. Зависимость тепловой нагрузки ребойлера (а) и дефлегматора (б) десорбера от остаточной концентрации  $\text{CO}_2$  в биометане при  $P = 0,16$  (2, 4) и  $0,18$  (1, 3) МПа и степени извлечения  $\text{CO}_2$   $\varepsilon = 0,7$  (1, 2) и  $0,8$  (3, 4).

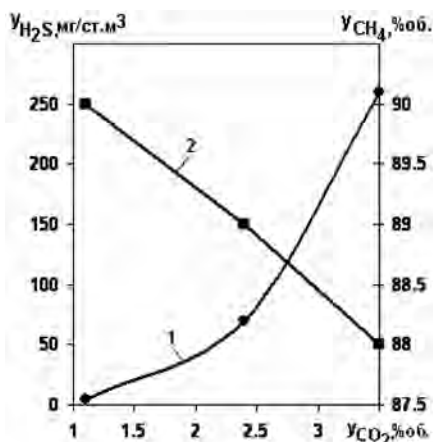


Рис.6. Зависимость концентрации  $\text{CH}_4$  и  $\text{H}_2\text{S}$  на выходе из абсорбера от концентрации  $\text{CO}_2$  в биометане: 1 —  $\text{H}_2\text{S}$ ; 2 —  $\text{CH}_4$ .

### Выводы

Для извлечения диоксида углерода и сероводорода из биогаза целесообразно использовать однопоточную абсорбционную схему, где оптимальным, с точки зрения минимизации энергетических показателей процесса, является абсорбент состава 40 % МДЭА + 10 % МЭА + 50 %  $\text{H}_2\text{O}$ .

Применение абсорбента приведенного состава снижает затраты тепла на регенерацию насыщенного сорбента в 1,5–3 раза по сравнению с МЭА, также уменьшает до 30 % тепловую нагрузку теплообменника-охладителя регенерированного аминного раствора и расходы сорбента. Для диапазона давления в абсорбере 0,24–0,3 МПа, десорбере — 0,14–0,2 МПа при температурах аминного абсорбента 35–55 °С были проведены многовариантные расчеты процесса очистки биогаза от  $\text{CO}_2$  и  $\text{H}_2\text{S}$ . Установлено, что при допустимой концентрации на выходе из абсорбера  $\text{H}_2\text{S} = 5\text{--}20$  мг / ст. м<sup>3</sup> концентрация  $\text{CO}_2$  в биометане не будет превышать 1–1,5 % (об.). При этом оптимальное давление в абсорбере составляет 0,26–0,28 МПа, давление в десорбере — 0,16–0,18 МПа. Оптимальная температура регенерированного аминного раствора на входе в абсорбер составляет 45 °С.

Расчетные результаты оптимизации процесса очистки биогаза от кислых компонентов мо-

гут быть использованы для извлечения озоно-разрушающего диоксида углерода из технологических газов, а также для получения биометана — аналога природному газу.

### Список литературы

- Гелетуха Г.Г., Кучерук П.П., Матвеев Ю.Б. Перспективы производства и использования биометана в Украине. Аналитическая записка БАУ № 11, 2014 г. — <http://www.uabio.org/activity/uabio-analytics>
- Семенова Т.А., Лейтес И.Л., Аксельрод Ю.В., Маркина М.И., Сергеев С.П., Харьковская Е.Н. Очистка технологических газов. — М. : Химия, 1977. — 488 с.
- Бекиров Т.М. Промысловая и заводская обработка природных и нефтяных газов. — М. : Недра, 1980. — 293 с.
- Бутина Н.М., Широкова Г.С. Эффективное использование аминных ресурсов — ключ к рентабельности производства // Газов. пром-сть. — 2006. — № 9. — С. 95–97.
- Пятничко А.И., Иванов Ю.В., Крушневич Т.К. Оптимизация состава абсорбентов вода — амины установки извлечения биометана из биогаза // Техн. газы. — 2010. — № 3. — С. 26–29.
- Лавренченко Г.К., Копытин А.В., Пятничко А.И., Иванов Ю.В. Оптимизация состава абсорбентов амины — вода узла извлечения  $\text{CO}_2$  из дымовых газов // Техн. газы. — 2011. — № 1. — С. 16–25.
- Пятничко А.И., Иванов Ю.В., Жук Г.В., Будняк С.В. Абсорбционное извлечение метана и диоксида углерода из биогаза // Энерготехнологии и ресурсосбережение. — 2012. — № 1. — С. 4–10.
- Пятничко А.И., Иванов Ю.В., Жук Г.В., Онопа Л.Р. Сравнительный анализ эффективности способов извлечения диоксида углерода из технологических газов // Техн. газы. — 2014. — № 4. — С. 58–66.
- Липидус А.Л., Голубева И.А., Жагфаров Ф.Г. Газохимия. Часть 1. Первичная переработка углеводородных газов (файл n1.doc) : Учеб. пособие. — М. : Недра, 2004. — 246 с.
- Прокопюк С.Г., Масагутов Р.М. Промышленные установки каталитического крекинга. — М. : Химия, 1974. — 176 с.
- Губський А.І. Цивільна оборона : Підручник для вузів. — Київ : Міністерство освіти, 1995. — 216 с.

Поступила в редакцию 24.03.15

**П'ятничко А.І.**, канд. техн. наук,  
**Іванов Ю.В., Жук Г.В.**, докт. техн. наук, **Онопа Л.Р.**  
**Інститут газу НАН України, Київ**  
вул. Дегтярівська, 39, 03113 Київ, Україна, e-mail: aipkiev@ukr.net, iv2102@mail.ru

## **Оптимізація параметрів технологічної схеми амінового очищення біогазу від CO<sub>2</sub> та H<sub>2</sub>S**

Виснаження родовищ традиційних викопних палив призводить до пошуку альтернативних джерел енергії, до яких належить біогаз, що утворюється з біологічної сировини — біомаси. Основними компонентами біогазу є біометан, діоксид вуглецю та домішки (сірководень та ін.). Для отримання біометану — аналога природного газу — необхідно вилучити з біогазу CO<sub>2</sub> та H<sub>2</sub>S. З використанням програмної системи технологічного моделювання HYSYS було проведено багатоваріантні розрахунки. Запропоновано використати схему абсорбції із застосуванням абсорбенту — водного розчину амінів: 40 % метилдіетаноламіну (МДЕА) та 10 % моноетаноламіну (МЕА). Це призводить до зниження енерговитрат на процес абсорбції-десорбції у 1,5–3 рази у порівнянні з розчинами МЕА. Встановлено оптимальні параметри для процесу очищення біогазу полігонів твердих побутових відходів від CO<sub>2</sub> та H<sub>2</sub>S: тиск в абсорбері — 0,26–0,28 МПа, тиск в десорбері — 0,16–0,18 МПа, температура регенованого амінового розчину на вході в абсорбер — 45 °С. *Бібл. 11, рис. 6, табл. 4.*

**Ключові слова:** біогаз, біометан, діоксид вуглецю, сірководень, абсорбер, десорбер, абсорбент.

**Pyatnichko A.I.**, Candidate of Technical Sciences, **Ivanov Yu.V.**,  
**Zhuk G.V.**, Doctor of Technical Sciences, **Onopa L.R.**  
**The Gas Institute of National Academy of Sciences of Ukraine, Kiev**  
39, Degtyarevskaya Str., 03113 Kiev, Ukraine, e-mail: aipkiev@ukr.net, iv2102@mail.ru

## **Amine Absorption Circuit Parameters Optimization for Biogas Refining from CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S**

Exhaustion of traditional fossil fuels deposits leads to the search for alternative energy sources, such as biogas produced from biological raw material — biomass. Basic components of biogas are biomethane, carbon dioxide and impurities such as hydrogen sulfide and others. It is necessary to remove CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S from biogas for obtaining of biomethane — an analogue of the natural gas. Multiple calculations were carried out with software system of technological modeling HYSYS using and an absorption circuit with amine-water absorbent composition: 40 % MDEA (methyldiethanolamine) + 10 % MEA (monoethanolamine) + 50 % H<sub>2</sub>O was offered. It allows cutting down energy costs 1,5–3 times on absorption-desorption process, as compared with aqueous solutions of MEA. It was found following optimal parameters of cleaning municipal solid waste biogas from CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S: pressure in absorber 0,26–0,28 MPa, in desorber 0,16–0,18 MPa, temperature of the regenerated amine solution in the absorber inlet is 45 °C. *Bibl. 11, Fig. 6, Table 4.*

**Key words:** biogas, biomethane, carbon dioxide, hydrogen sulfide, absorber, desorber, absorbent.

## References

1. Geletuha G.G., Kucheruk P.P., Matveev Yu.B. Perspektivy proizvodstva i ispolzovaniya biometana v Ukraine. Analiticheskaya zapiska BAU No. 11, 2014. — <http://www.uabio.org/activity/uabio-analytics> (Rus.)
2. Semenova T.A., Leytes I.L., Akselrod Yu.V., Markina M.I., Sergeev S.P., Harkovskaya E.N. Ochistka tehnologicheskikh gazov, Moscow : Himiya, 1977, 488 p. (Rus.)
3. Bekirov T.M. Promyislovaya i zavodskaya obrabotka prirodnih i neftyanyih gazov, Moscow : Nedra, 1980, 293 p. (Rus.)
4. Butina N.M., Shirokova G.S. Effektivnoe ispolzovanie aminnyih resursov — klyuch k rentabelnosti proizvodstva, *Gazovaya promyshlennost*, 2006, (9), pp. 95–97. (Rus.)
5. Pyatnichko A.I., Ivanov Yu.V., Krushnevich T.K. Optimizatsiya sostava absorbentov voda — aminyi ustanovki izvlecheniya biometana iz biogaza, *Tekhnicheskie gazy*, 2010, (3), pp. 26–29. (Rus.)
6. Lavrenchenko G.K., Kopyitin A.V., Pyatnichko A.I., Ivanov Yu.V. Optimizatsiya sostava absorbentov aminyi — voda uzla izvlecheniya SO<sub>2</sub> iz dymovyih gazov, *Tekhnicheskie gazy*, 2011, (1), pp. 16–25. (Rus.)
7. Pyatnichko A.I., Ivanov Yu.V., Zhuk G.V., Budnyak S.V. Absorbtsionnoe izvlechenie metana i dioksida ugleroda iz biogaza, *Ekotekhnologii i resurssberezhenie [Energy Technologies and Resource Saving]*, 2012, (1), pp. 4–10. (Rus.)
8. Pyatnichko A.I., Ivanov Yu.V., Zhuk G.V., Onopa L.R. Sravnitelnyiy analiz effektivnosti sposobov izvlecheniya dioksida ugleroda iz tehnologicheskikh gazov, *Tekhnicheskie gazy*, 2014, (4), pp. 58–66. (Rus.)
9. Lapidus A.L., Golubeva I.A., Zhagfarov F.G. Gazohimiya. Chast 1. Pervichnaya pererabotka uglevodородnyih gazov (fayl n1.doc), Moscow : Nedra, 2004, 246 p. (Rus.)
10. Prokopyuk S.G., Masagutov R.M. Promyshlennyye ustanovki kataliticheskogo krekinga, Moscow : Himiya, 1974, 176 p. (Rus.)
11. Gubskiy A.I. Tsivilna oborona, Kiev : Ministerstvo osvity, 1995, 216 p. (Ukr.)

Received March 24, 2015

## Награждение победителей Всеукраинского конкурса «Изобретение года» (2014)

*Почетный Диплом и памятный кубок были вручены авторам изобретения, победителям в номинации «Лучшее изобретение года в области энергетики и энергоэффективности» — сотрудникам Института газа НАНУ: доктору технических наук, профессору Б.С. Сороке, кандидату технических наук Н.В. Воробьеву, кандидату технических наук В.С. Кудрявцеву — за разработку петлевого трубчатого рекуператора повышенной стойкости со вторичными излучателями в трубах (Патент Украины на изобретение № 101124)*



Учеными Института газа НАН Украины были предложены современные подходы к созданию усовершенствованных конструкций рекуператоров. За счет интенсификации теплообмена в рекуператорах обеспечивается повышение температуры подогрева теплоносителей, а благодаря уменьшению температуры теплообменных поверхностей достигается решение эксплуатационной задачи. Кроме того, рекуператоры РПС можно устанавливать в агрессивной среде, что обеспечивает их использование в печах, отапливаемых низкокалорийными газами.

***Научный коллектив Института газа поздравляет победителей и желает им новых открытий, новых разработок, новых публикаций!***