

Топливо и энергетика

УДК 628.49

Пятничко А.И., Иванов Ю.В., Жук Г.В., Будняк С.В.

Институт газа НАН Украины, Киев

Абсорбционное извлечение метана и диоксида углерода из биогаза

Ресурсы газа, который можно извлечь из биомассы различного происхождения, в Украине оцениваются в энергетическом эквиваленте природному газу в 4,5 млрд м³/год. Наличие в составе биогаза, помимо метана, диоксида углерода существенно снижает его калорийность, поэтому прямое использование его вместо природного газа в тепловых и силовых установках требует значительных затрат на модернизацию оборудования. Очистку биогаза от СО₂ осуществляют, как правило, в абсорбционных установках, где в качестве абсорбента применяют водные растворы аминов. Затраты энергии в процессе абсорбции-десорбции зависят в основном от состава и свойств абсорбента. Многовариантные расчеты энергетических показателей установки позволили установить, что оптимальным является водный раствор метилдиэтанолamina (40 %) с моноэтанолamiном (8–10 %). Применение данного абсорбента снижает тепловую нагрузку ребойлера и дефлегматора десорбера в 2–4 раза по сравнению с раствором моноэтанолamina и уменьшает в 1,5–2 раза затраты на циркуляцию абсорбента. Расчеты типичных схем получения жидкого СО₂ как товарного продукта показали, что для минимизации удельных энергозатрат при сжижении газообразного СО₂ целесообразно применение аммиачного (пропанового) холодильного цикла.

Ключевые слова: биогаз, биометан, диоксид углерода, аминовая очистка, абсорбция, десорбция, ребойлер, дефлегматор, сжижение, теплота.

Ресурси газу, який можна виробити з біомаси різного походження, в Україні оцінюються в енергетичному еквіваленті природному газу в 4,5 млрд м³/рік. Наявність у складі біогазу, крім метану, діоксида вуглецю істотно знижує його калорійність, тому пряме використання його замість природного газу у теплових та силових установках вимагає значних витрат на модернізацію устаткування. Очищення біогазу від СО₂ здійснюють, як правило, в абсорбційних установках, де як абсорбент застосовують водні розчини амінів. Витрати енергії у процесі абсорбції-десорбції залежать в основному від складу та властивостей абсорбенту. Багатоваріантні розрахунки енергетичних показників установки дали змогу встановити, що оптимальним є водний розчин метилдіетаноламіну (40 %) з моноетаноламіном (8–10 %). Застосування даного абсорбенту знижує теплове навантаження ребойлера та дефлегматора десорбера у 2–4 рази у порівнянні з розчином моноетаноламіна та зменшує у 1,5–2 рази витрати на циркуляцію абсорбента. Розрахунки типових схем отримання рідкого СО₂ як товарного продукту показали, що для мінімізації питомих енерговитрат при зріджуванні газоподібного СО₂ доцільне застосування аміачного (пропанового) холодильного циклу.

Ключові слова: біогаз, біометан, діоксид вуглецю, амінове очищення, абсорбція, десорбція, ребойлер, дефлегматор, зріджування, теплота.

В Украине доступные ресурсы горючего газа из биомассы растительного происхождения, отходов животноводства, бытовых отходов, фекальных вод оцениваются в 4,5 млрд м³/год в энергетическом эквиваленте природному газу. В некоторых городах Украины (Ялта, Мариуполь, Симферополь) частично собранный биогаз со свалок бытовых отходов сжигается на факельных установках из расчета получить оплату за снижение выбросов парниковых газов в соответствии с Киотским протоколом.

К настоящему времени в мире разработаны и используются десятки технологий утилизации биогаза как альтернативного топлива в социальной сфере, тепловых и электрогенерирующих установках, на транспорте и в сельском хозяйстве. Наличие в составе биогаза CO₂ и инертных негорючих примесей [4] уменьшает его теплоту сгорания и нормальную скорость распространения пламени в сравнении с природным газом [1–3]. В связи с этим непосредственное использование биогаза вместо природного в тепловых и силовых установках требует дополнительных затрат на доработку газогорелочного и топливного оборудования, а также создания систем регулирования состава газоздушных смесей. Кроме того, использование биогаза в газовых сетях не предусмотрено нормативными документами, в частности, государственными строительными нормами (ГСН Украины).

Поэтому с технико-экономических позиций очевидно целесообразно организации переработки биогаза в обогащенную метановую фракцию (доведенную до качества природного газа) с извлечением диоксида углерода, который может быть также товарным продуктом, используемым в пищевой промышленности как консервант, при сварке в качестве защитной среды, как хладагент и рабочее тело в теплоэнергетических установках и т.д.

В настоящей работе рассматривается переработка биогаза полигонов твердых бытовых отходов в метановую фракцию — биометан, а также получение газообразного и жидкого диоксида углерода.

Для очистки биогаза от CO₂ наибольшее распространение получили абсорбционные процессы с использованием физических, химических абсорбентов и их комбинаций [5–7]. При физической абсорбции извлечение диоксида углерода происходит при повышенных давлениях за счет его физической растворимости в органических поглотителях: метаноле (процесс «Ректизол»), N-метилпирролидоне (процесс «Пуризол»), пропиленкарбонате (процесс «Флюор») и т.д. Однако при этом наблюдается повышен-

ная растворимость метана в абсорбенте, что приводит к его потерям в биометане и ухудшает качество получаемого при регенерации диоксида углерода

Хемосорбционные процессы лишены этих недостатков. Они основаны на химическом взаимодействии CO₂ с активной частью абсорбента. Наиболее часто для этого используют процессы абсорбции CO₂ водными растворами моноэтаноламина (МЭА) CH₂OH–CH₂–NH₂, наиболее сильного основания среди этаноламинов.

В процессе МЭА-очистки газа от CO₂ протекают побочные реакции, приводящие к необратимым изменениям состава абсорбента (окисление и термическое разложение), снижению поглотительной способности, а также серьезной коррозии оборудования. Поэтому МЭА, как правило, применяется в виде водного раствора (10–20 % (мас.)), и рекомендуемая степень насыщения абсорбента диоксидом углерода ограничивается 0,35 моль CO₂/моль МЭА [6].

В последние 10–15 лет находит применение более эффективный абсорбент на основе метилдиэтанолamina (МДЭА) (НОС₂H₄)₂СН₃N. Основные физико-химические свойства МЭА и МДЭА приведены в табл.1.

Преимущества МДЭА по сравнению с МЭА:

- 1) ниже парциальное давление и существенно выше температура кипения, что уменьшает потери абсорбента при его регенерации;
- 2) меньше теплота реакции с CO₂, что приводит к снижению тепловой нагрузки кипятильника десорбера и позволяет более глубоко регенерировать сорбент;
- 3) ниже коррозионная активность и поэтому используется более концентрированный раствор (до 50 % (мас.)) и более высокая степень карбонизации (0,55–0,6 моль CO₂/моль МДЭА), что позволяет уменьшить циркуляцию абсорбента;
- 4) значительно снижена термохимическая деградация абсорбента и, как следствие, практически отсутствуют отложения на внутренних

Таблица 1. Физико-химические свойства МЭА и МДЭА

| Показатель | МЭА | МДЭА |
|--|-------|-------|
| Молекулярный вес | 61,1 | 119,2 |
| Плотность при 20 °С, кг/м ³ | 1015 | 1018 |
| Температура кипения при 101,333 кПа, °С | 170 | 247 |
| Температура замерзания, °С | 10,5 | –21 |
| Давление паров при 60 °С, Па | 660 | 24 |
| Динамическая вязкость при 25 °С, ×10 ³ Па·с | 19 | 80 |
| Удельная теплоемкость при 30 °С, ккал/(кг·°С) | 0,650 | 0,554 |
| Амин в водном растворе, % (мас.) | 10–20 | 30–50 |
| Теплота реакции с CO ₂ , ккал/кг | 459 | 320 |

поверхностях оборудования, что повышает эффективность теплообмена и снижает энергозатраты;

5) уменьшается пенообразование.

Однако, у МДЭА как у третичного амина нет подвижного атома H^+ в аминной группе (N^-), поэтому протекание прямой реакции по карбонатному типу (как в случае с МЭА) происходит медленно. Этот недостаток компенсируется введением активирующих добавок: моноэтаноламин, диэтаноламин, этилендиамин и др. [8]. Эти добавки имеют более высокие, чем у МДЭА, значения давлений насыщенных паров и являются летучими компонентами, что может привести к нестабильности состава абсорбента. Поэтому наряду с сохранением активирующих свойств этих добавок концентрации их в растворах МДЭА должны быть сведены к минимуму. Очевидно, что выбор оптимального состава абсорбента может существенно улучшить технико-экономические показатели установок абсорбционного извлечения CO_2 из технических газов в целом.

В работах [9–11] были проанализированы разные варианты состава сорбента на основе МДЭА с активирующей добавкой МЭА применительно к биогазу и дымовым газам. Однако, при моделировании очистки биогаза от CO_2 были приняты упрощенные модели расчета процесса и получены оценочные результаты. При расчете извлечения CO_2 из дымовых газов, концен-

Нагрузка ребойлера, Гкал/ч

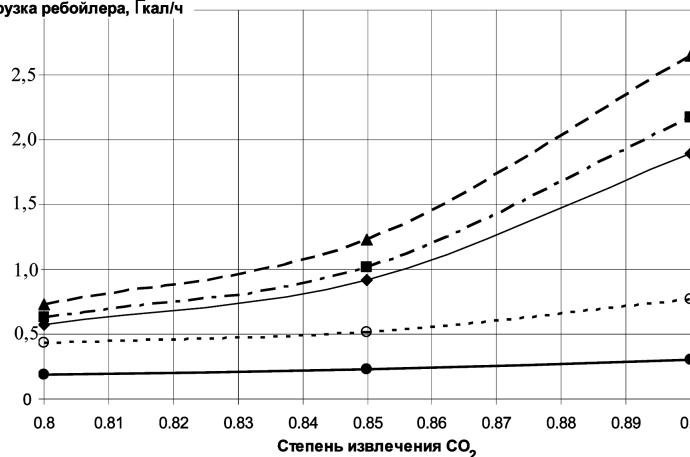


Рис.2. Зависимость нагрузки ребойлера десорбера от степени извлечения CO_2 : 1 — 10 % МЭА; 2 — 15 % МЭА; 3 — 20 % МЭА; 4 — 6 % МЭА + 40 % МДЭА; 5 — 10 % МЭА + 40 % МДЭА.

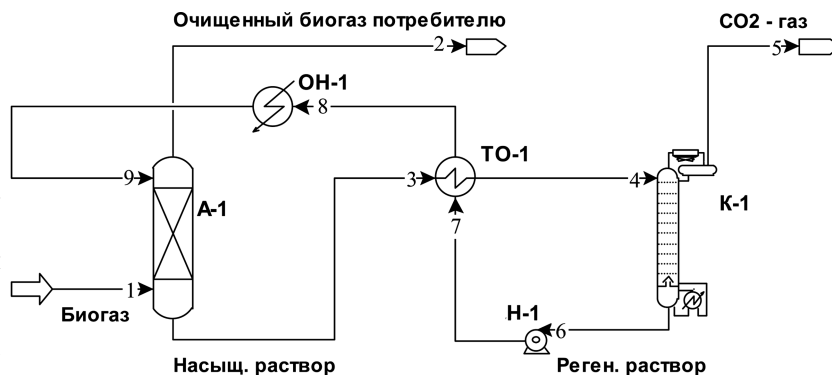


Рис.1. Принципиальная технологическая схема аминной очистки биогаза: А-1 — абсорбер; К-1 — десорбер; ТО-1 — рекуперативный теплообменник; ОН-1 — теплообменник (охладитель); Н-1 — насос.

трация CO_2 составила 9,3 % (об.), что значительно ниже обычного содержания диоксида углерода в биогазе, составляющего 30–50 % (об.). По результатам расчетов для этих вариантов был принят оптимальный состав сорбента: 40 % МДЭА + (8–10) % МЭА.

В данной работе с применением реальных моделей расчета процессов абсорбции-десорбции авторами проведен сравнительный анализ и выбор оптимального абсорбента на основе МДЭА. Кроме этого, с точки зрения минимизации энергозатрат были проанализированы несколько схем сжижения диоксида углерода. Расчеты проводились с использованием программных систем технологического моделирования HYSYS и ГазКондНефть.

На рис.1 представлена принципиальная технологическая схема очистки биогаза водными растворами аминов, получение биометана и газообразного диоксида углерода. Биогаз (поток 1) в количестве 360 ст. м³ при $P = 0,26$ МПа и $t = 40$ °С поступает в абсорбер А-1, который орошается водным раствором хемосорбента при $t = 45$ °С (поток 9). В колонне-абсорбере концентрация диоксида углерода в биогазе снижается до 2 % (об.). Очищенный биогаз (поток 2) направляется потребителю. Насыщенный раствор хемосорбента (поток 3) поступает в рекуперативный теплообменник ТО-1, в котором нагревается примерно до 100 °С горячим обратным потоком 7 регенерированного раствора сорбента, выходящим из десорбера К-1. Нагретый насыщенный раствор сорбента (поток 4) поступает в верхнюю часть десорбера К-1, где осуществляется отпаривание поглощенного диоксида углерода до требуемой кон-

Таблица 2. Основные энергетические показатели процесса очистки биогаза аминными сорбентами и получения газообразного диоксида углерода

| Расход абсорбента, кг/ч | Мощность насоса, кВт | Тепловая нагрузка, Гкал/ч | | | Степень извлечения CO ₂ |
|--|----------------------|---------------------------|--------------|-----------|------------------------------------|
| | | холодильника | дефлегматора | ребойлера | |
| 10 % МЭА + 90 % H ₂ O | | | | | |
| 6660 | 0,259 | 0,142 | 0,461 | 0,577 | 0,80 |
| 6660 | 0,259 | 0,142 | 0,795 | 0,917 | 0,85 |
| 6660 | 0,259 | 0,142 | 1,76 | 1,89 | 0,90 |
| 15 % МЭА + 85 % H ₂ O | | | | | |
| 4800 | 0,186 | 0,132 | 0,523 | 6,28 | 0,80 |
| 4800 | 0,186 | 0,132 | 0,912 | 1,02 | 0,85 |
| 4800 | 0,186 | 0,132 | 2,05 | 2,17 | 0,90 |
| 20 % МЭА + 80 % H ₂ O | | | | | |
| 3950 | 0,153 | 0,127 | 0,621 | 0,732 | 0,80 |
| 3950 | 0,153 | 0,127 | 1,11 | 1,23 | 0,85 |
| 3950 | 0,153 | 0,127 | 2,52 | 2,65 | 0,90 |
| 6 % МЭА + 40 % МДЭА + 54 % H ₂ O | | | | | |
| 8000 | 0,307 | 0,205 | 0,247 | 0,433 | 0,80 |
| 8000 | 0,307 | 0,205 | 0,329 | 0,520 | 0,85 |
| 8000 | 0,307 | 0,205 | 0,576 | 0,774 | 0,90 |
| 8 % МЭА + 40 % МДЭА + 52 % H ₂ O | | | | | |
| 3700 | 0,142 | 0,105 | 0,112 | 0,194 | 0,80 |
| 3700 | 0,142 | 0,105 | 0,146 | 0,234 | 0,85 |
| 3700 | 0,142 | 0,105 | 0,227 | 0,323 | 0,90 |
| 10 % МЭА + 40 % МДЭА + 50 % H ₂ O | | | | | |
| 3100 | 0,120 | 0,0945 | 0,111 | 0,185 | 0,8 |
| 3100 | 0,120 | 0,0945 | 0,145 | 0,226 | 0,85 |
| 3100 | 0,120 | 0,0945 | 0,230 | 0,301 | 0,9 |

центрации. Процесс регенерации осуществляется при температуре кипения хемосорбента 114–118 °С. Парогазовая смесь, которая выходит 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 130 ст. м³ выходит из конденсатора (поток 5) и содержит в основном CO₂ около 98 % (об.). Регенерированный раствор хемосорбента (поток 6) насосом Н-1 подается в рекуперативный теплообменник ТО-1 (поток 7), затем по схеме в охладитель ОН-1 (поток 8) и в верхнюю часть абсорбера А-1 (поток 9).

Таблица 3. Характеристики узла абсорбции-десорбции для смесей аминов при степени извлечения CO₂ 0,8

| Абсорбент | Расход абсорбента, кг/ч | Мощность насоса, кВт | Нагрузка ребойлера, кВт |
|--|-------------------------|----------------------|-------------------------|
| 10 % МЭА + 25 % МДЭА + 65 % H ₂ O | 3480 | 0,134 | 260 |
| 10 % МЭА + 30 % МДЭА + 60 % H ₂ O | 3200 | 0,125 | 233 |
| 10 % МЭА + 35 % МДЭА + 55 % H ₂ O | 3140 | 0,122 | 225 |
| 10 % МЭА + 40 % МДЭА + 50 % H ₂ O | 3100 | 0,120 | 215 |

Результаты моделирования энергетических показателей процессов извлечения CO₂ из биогаза аминными сорбентами различного состава при варьировании степени его извлечения от 0,8 до 0,9 приведены в табл.2. Состав биогаза, % (об.): CH₄ – 50; CO₂ – 45; N₂ – 3; H₂O – 2. Его характеристики: Q_{газ} = 360 ст. м³; T_{газ} = 40 °С; P_{абс} = 0,26 МПа; P_{дес} = 0,16 МПа.

Зависимость нагрузки ребойлера десорбера от степени извлечения CO₂ для рассматриваемых сорбентов показаны на рис.2. Для всех рассмотренных степеней извлечения CO₂ энергозатраты при использовании смесей аминов МЭА+МДЭА меньше, причем существенно при высоких степенях извлечения, по сравнению с МЭА.

Для степени извлечения диоксида углерода 0,8 в табл.3 приведено влияние концентрации МДЭА (25–40 %) при фиксированной концентрации МЭА (10 %) на основные характеристики узла абсорбции-десорбции. Очевидна целесообразность применения МДЭА в максимальной концентрации 40 %, потому что значения нагрузки ребойлера и мощности насоса минимальны.

На рис.3 представлена принципиальная технологическая схема сжижения газообразного CO_2 (вариант 1). Газ (поток 1), выходящий из дефлегматора десорбера К-1 (поток CO_2 -газ) в количестве 130 ст. м³/ч (235 кг/ч) с содержанием CO_2 около 98 % (об.), сжимается в компрессоре КО-1 до 7,0 МПа, затем поступает (поток 2) в блок осушки Ф-1, где из него удаляется вода. После охлаждения в теплообменнике ОН-4 до 25 °С и снижения давления при дросселировании в ДР-1 до 2,0 МПа при температуре -19,1 °С газ поступает (поток 13) в изотермическую емкость Емк-1 хранения сжиженного CO_2 .

Доля и количество жидкого CO_2 в Емк-1 составляют 0,56 (мол. доля) и 131 кг/ч. Общие и удельные энергозатраты на сжижение CO_2 составили 52,2 кВт и 0,4 кВт/кг CO_2 .

Схема сжижения CO_2 с возвратом газовой фазы из изотермической емкости и подачи ее в компрессор приведена на рис.4 (вариант 2). По сравнению с вариантом 1 в данной схеме при смешении основного потока 1 с потоком 10 концентрация CO_2 на входе в компрессор КО-1 повышается до 98,5 %. Температура потока 5 на входе в дроссель ДР-1 за счет охлаждения в рекуперативном теплообменнике ТО-1 газовым потоком 8 из Емк-1 снижается с 25 до 21 °С (поток 6). Температура поступающей газожидкостной смеси в изотермическую емкость после дросселирования также несколько снижается (с

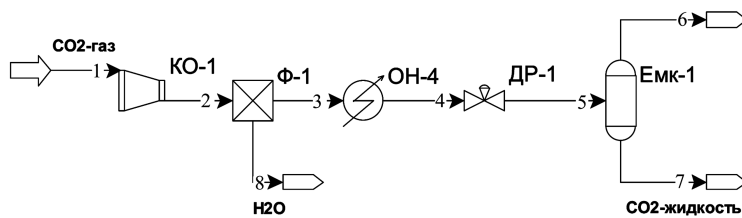


Рис.3. Принципиальная технологическая схема сжижения CO_2 (вариант 1): КО-1 – компрессор; Ф-1 – блок осушки; ОН-4 – теплообменник (охладитель); ДР-1 – дроссель; Емк-1 – изотермическая емкость.

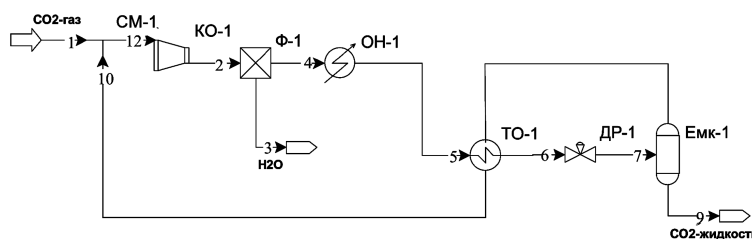


Рис.4. Технологическая схема сжижения CO_2 с возвратом газовой фазы из изотермической емкости (вариант 2): КО-1 – компрессор; Ф-1 – блок осушки; ОН-1 – теплообменник (охладитель); ТО-1 – рекуперативный теплообменник; ДР-1 – дроссель; Емк-1 – изотермическая емкость; СМ-1 – смеситель.

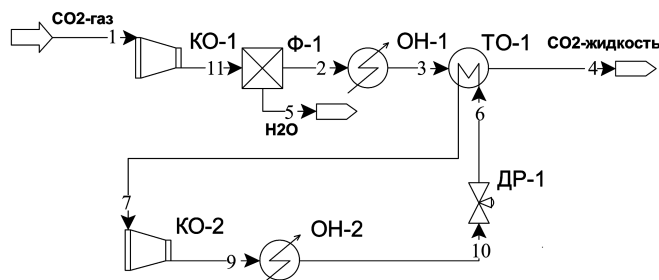


Рис.5. Технологическая схема сжижения CO_2 с использованием пропанового (аммиачного) холодильного цикла (варианты 3, 4): КО-1, КО-2 – компрессор; Ф-1 – блок осушки; ОН-1, ОН-2 – теплообменник (охладитель); ТО-1 – рекуперативный теплообменник; ДР-1 – дроссель.

Таблица 4. Техничко-энергетические показатели процесса получения сжиженного CO_2

| Показатели | Вариант 1* | Вариант 2** | Вариант 3 (C_3H_8) | Вариант 4 (NH_3) |
|---|------------|-------------|--------------------------------------|-----------------------------|
| Расход биогаза, ст. м ³ /ч | 360 | 360 | 360 | 360 |
| Выход газообразного CO_2 , ст. м ³ /ч (кг/ч) | 130 (235) | 130 (235) | 130 (235) | 130 (235) |
| Температура газообразного CO_2 , °С | 25 | 25 | 25 | 25 |
| Давление на выходе из компрессора, МПа | 7,0 | 7,0 | 2,0 | 2,0 |
| Температура CO_2 перед дросселем, °С | 25 | 21 | – | – |
| Давление в изотермической емкости, МПа | 2,0 | 2,0 | 2,0 | 2,0 |
| Температура сжиженного CO_2 , °С | -19,1 | -19,3 | -21,0 | -20,0 |
| Жидкий CO_2 в изотермической емкости, мол. доля | 0,56 | 0,63 | 1,0 | 1,0 |
| Выход жидкого CO_2 , кг/ч | 131 | 233,2 | 233,2 | 233,2 |
| Общие энергозатраты на сжижение CO_2 , кВт | 52,2 | 81,5 | 61,1 | 56,3 |
| Удельные энергозатраты на сжижение CO_2 , кВт/кг CO_2 | 0,4 | 0,35 | 0,26 | 0,24 |

* Дросселирование. ** Дросселирование + газ на компрессор.

-19,1 до -19,3 °С). Все это приводит к увеличению доли жидкого CO₂, поступающего в изо-термическую емкость, от 0,56 до 0,63 (мол. доля). За счет полного отвода газовой фазы из Емк-1 и возврата ее на смешение в смеситель СМ-1 с потоком 1 (СО₂-газ), сжижается весь СО₂ (233,2 кг/ч), поступающий из десорбера. Общие энергозатраты на сжижение СО₂ повысились от 52,2 до 82,3 кВт, а удельные снизились с 0,40 до 0,35 кВт/кг СО₂.

Технологическая схема сжижения СО₂ с использованием пропанового (аммиачного) холодильного цикла (варианты 3, 4) приведена на рис.5. СО₂-газ (поток 1) сжимается в компрессоре КО-1 до 2,0 МПа, поступает (поток 11) в блок осушки Ф-1 для удаления влаги и далее (поток 2) в теплообменник (охладитель) ОН-1, где его температура снижается до 25 °С. Затем он подается в теплообменник ТО-1 (поток 3), в котором с помощью внешнего пропанового (аммиачного) холодильного цикла (КО-2 > ОН-2 > ДР-1 > ТО-1 > КО-2) охлаждается приблизительно до -20 °С и полностью (233,2 кг/ч) конденсируется (поток 4, СО₂-жидкость). Общие и удельные энергозатраты на сжижение СО₂ с применением пропанового (аммиачного) холодильного цикла составили соответственно 61,1 (56,3) кВт и 0,26 (0,24) кВт/кг СО₂.

Основные результаты моделирования технико-энергетических показателей рассматриваемых схем сжижения диоксида углерода сведены в табл.4. Видно, что в схемах вариантов 1, а также 3 и 4 общие энергетические затраты близки, а для варианта 2 они почти в 1,5 раза выше. Минимальные удельные показатели соответствуют вариантам 3, 4.

Выводы

Применение смеси МЭА + МДЭА снижает тепловую нагрузку ребойлера и дефлегматора десорбера в 2–4 раза по сравнению с МЭА при степенях извлечения СО₂ от 0,8 до 0,9 и уменьшает в 1,5–2 раза затраты на циркуляцию абсорбента.

Оптимальным с точки зрения энергетических показателей процесса очистки и прежде всего минимизации расхода тепла на регенерацию насыщенного сорбента является абсорбент, состоящий из смеси 40 % МДЭА + (8–10) % МЭА и воды.

С целью минимизации удельных энергозатрат при сжижении СО₂ целесообразно применение пропанового (аммиачного) холодильного цикла.

Результаты моделирования процессов извлечения диоксида углерода, производства его

как товарного продукта могут быть использованы для оптимизации процессов очистки биогаза с получением метановой фракции — аналога природного газа.

Авторы выражают благодарность Фонду гражданских исследований и развития США (CRDF) за всестороннюю поддержку в проведении научных исследований в рамках Программы научно-технического предпринимательства (STEP).

Список литературы

1. Гелетуха Г.Г., Марценюк З.А. Обзор технологий добычи и использования биогаза на свалках и полигонах твердых бытовых отходов и перспективы их развития в Украине // Эко-технологии и ресурсосбережение. — 1999. — № 4. — С. 6–14.
2. Пятничко А.И., Баннов В.Е. Утилизация биогаза закрытых полигонов ТБО // Экология плюс. — 2009. — № 4. — С. 12–14.
3. Крушневич Т.К., Пятничко А.И. Извлечение метана из биогаза полигонов и подача его в магистральный газопровод // Техн. газы. — 2006. — № 3. — С. 41–44.
4. Пятничко А.И., Жук Г.В., Баннов В.Е. Результаты обследования полигонов ТБО Украины для установления объемов добычи и состава биогаза // Там же. — 2010. — № 2. — С. 63–66.
5. Семенова Т.А., Лейтес И.Л., Аксельрод Ю.В. и др. Очистка технологических газов. — М.: Химия, 1977. — 488 с.
6. Бекиров Т.М. Промысловая и заводская обработка природных и нефтяных газов. — М.: Недра, 1980. — 293 с.
7. Бутина Н.М., Широкова Г.С. Эффективное использование аминовых ресурсов — ключ к рентабельности производства // Газовая пром-сть. — 2006. — № 9. — С. 95–97.
8. Лейтес И.Л., Аветисов А.К., Язвикова Н.В. и др. Исследование физико-химических свойств модифицированного МДЭА-абсорбента для тонкой очистки синтез-газа от диоксида углерода в производстве аммиака // Хим. пром-сть сегодня. — 2003. — № 1. — С. 34–36.
9. Du Part M.S., Rooney P.C., Bacon T.R. Comparing laboratory and plant data for NDEA/DEA blends // Hydrocarbon Proc. — 1999. — № 4. — P. 81–86.
10. 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.
11. Лавренченко Г.К., Копытин А.В., Пятничко А.И., Иванов Ю.В. Оптимизация состава абсорбентов амины — вода узла извлечения СО₂ из дымовых газов // Там же. — 2011. — № 1. — С. 16–25.

Поступила в редакцию 05.01.12

Piatnichko A.I., Ivanov Yu.V., Zhuk G.V., Budniak S.V.

The Gas Institute of NASU, Kiev

Absorption Extraction of Methane and Carbon Dioxide from Biogas

Gas resources, which can be extracted from different origin biomass in Ukraine are estimated by the energy equivalent to natural gas as 4,5 bln m³/year. The presence of non-burning gases-carbon dioxide and others – in biogas in addition to methane significantly reduces its calorific value and therefore the direct using it instead of natural gas in thermal power plants and requires an additional investment in equipment upgrades. Purification of biogas from CO₂ is typically carried out in the absorption system, where aqueous solutions of amines are used as absorbent. Energy costs in the process of absorption/desorption dependent mainly on the composition and properties of the absorbent. The multivariant calculations of the unit energy indexes allow to establish that the methyl-diethanolamine (40 %) with monoethanolamine (8–10 %) is the optimal aqueous solution. The absorbent application reduces heat load of re-boiler and stripper reflux in 2–4 times in comparison with a solution of monoethanolamine and decreases in the 1,5–2 times the cost of the circulation of the absorbent. The calculations of typical designs of liquid CO₂ as a commercial product display that it is advisable to use ammonia (propane) refrigerator for specific energy consumption for liquefaction of gaseous CO₂ minimization.

Key words: biogas, biomethane, carbon dioxide, cleaning by amines, absorption, desorption, re-boiler, reflux, liquefaction, heat.

Received January 5, 2012

УДК 544.77

Макаров А.С., Клищенко Р.Е., Макарова Е.В., Токарев И.И.

Институт коллоидной химии и химии воды НАН Украины, Киев

Влияние поверхностной модификации на электроповерхностные свойства водоугольных суспензий на основе антрацита

Исследовано влияние поверхностной модификации под действием анионных и катионных поверхностно-активных веществ, окислителей и выщелачивателей на электроповерхностные свойства водоугольных суспензий на основе антрацита. Установлено, что в сильноокислой среде поверхность угля положительно заряжена, а в слабоокислой и щелочной среде заряд становится отрицательным. Изoeлектрическая точка исследованных суспензий лежит в диапазоне pH 3–4. Основную роль при стабилизации водоугольных дисперсий играет структурно-механический фактор, а также стерические эффекты в растворах полиэлектролитов.

Ключевые слова: антрацит, водоугольные суспензии, поверхностно-активные вещества, структурно-механический фактор, поверхностная модификация.

Досліджено вплив поверхневої модифікації під дією аніонних та катіонних поверхнево-активних речовин, окислювачів та вилугувувачів на електроповерхневі властивості водовугільних суспензій на основі антрациту. Встановлено, що у сильноокислому середовищі поверхню вугілля позитивно заряджено, а у слабоокислому та лужному середовищі заряд стає негативним. Ізоелектрична точка досліджених суспензій лежить у діапазоні pH 3–4. Основну роль при стабілізації водовугільних дисперсій відіграє структурно-механічний фактор, а також стеричні ефекти у розчинах поліелектролітів.

Ключові слова: антрацит, водовугільні суспензії, поверхнево-активні речовини, структурно-механічний фактор, поверхнева модифікація.