

Торайғыров университетінің
ҒЫЛЫМИ ЖУРНАЛЫ

НАУЧНЫЙ ЖУРНАЛ
Торайғыров университета

ТОРАЙҒЫРОВ УНИВЕРСИТЕТІНІҢ ХАБАРШЫСЫ

Химия-биологиялық сериясы
1997 жылдан бастап шығады



ВЕСТНИК ТОРАЙҒЫРОВ УНИВЕРСИТЕТА

Химико-биологическая серия
Издается с 1997 года

ISSN 2710-3544

№ 3 (2020)

Павлодар

НАУЧНЫЙ ЖУРНАЛ
Торайгыров университета

Химико-биологическая серия
выходит 4 раза в год

СВИДЕТЕЛЬСТВО

о постановке на переучет периодического печатного издания,
информационного агентства и сетевого издания
№ KZ84VPY00029266

выдано
Министерством информации и коммуникаций Республики Казахстан

Тематическая направленность
публикация материалов в области химии, биологии, экологии,
сельскохозяйственных наук, медицины

Бас редакторы – главный редактор

Ержанов Н. Т.
д.б.н., профессор

Заместитель главного редактора
Ответственный секретарь

Ахметов К. К., *д.б.н., профессор*
Камкин В. А., *к.б.н., доцент*

Редакция алқасы – Редакционная коллегия

Яковлев Р.В.,	<i>д.б.н., профессор (Россия);</i>
Титов С. В.,	<i>доктор PhD;</i>
Касанова А. Ж.,	<i>доктор PhD;</i>
Шокубаева З. Ж.	<i>(технический редактор).</i>

За достоверность материалов и рекламы ответственность несут авторы и рекламодатели
Редакция оставляет за собой право на отклонение материалов
При использовании материалов журнала ссылка на «Вестник Торайгыров университета» обязательна

МРНТИ 31.21.17

<https://doi.org/10.48081/RNAB7985>**Е. С. Тлектесов, М. А. Елубай**Торайгыров университет,
Республика Казахстан, г. Павлодар**ОПТИМИЗАЦИЯ ПАРАМЕТРОВ ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ
СХЕМЫ АМИНОВОЙ ОЧИСТКИ ГАЗА
ОТ СОДЕРЖАНИЯ CO_2 И H_2S**

Одной из главных задач предприятия является снижение негативного воздействия на окружающую среду (внедрение системы экологического менеджмента) и постоянное повышения качества выпускаемой продукции. Множество товарных дизельных топлив, которые производятся на отечественных нефтеперерабатывающих заводах не подлежат соответствию требованиям европейским стандартам по содержанию серы. Это может быть следствием того, что процессы обессеривания довольно дорогостоящие и энергоемкие. Решение этой проблемы кроется в применении технологии, связанной с контактной очисткой поглотителями серы. В качестве абсорбента применяются водные растворы аминов (такие как диэтаноламин, моноэтаноламин, дигликольамин, метилдиэтаноламин, диизопропаноламин и т.д.). С помощью программной системы, технического моделирования приведены многовариантные расчеты. Предложено использовать абсорбционную схему с применением в качестве абсорбента водного раствора смеси аминов: 40 % метилдиэтанолamina (МДЭА) и 10 % моноэтанолamina (МЭА). Это приводит к снижению энергозатрат на процесс абсорбции-десорбции в 1,5–3 раза по сравнению с растворами МЭА.

Энергоэффективность процесса течения очистки при смене абсорбента осуществляется за счет уменьшения количественного значения циркулирующего абсорбента снижения энергетических затрат от непосредственной работы установок.

Ключевые слова: абсорбция, абсорбент, метилдиэтаноламин, МДЭА, МЭА.

Введение

Большое содержание серы в дизельном топливе наносит колоссальный вред двигателям автомобилей, увеличивает износ деталей, уменьшает срок службы масел, а продукты сгорания при взаимодействии с водой способны образовывать серную и сернистые кислоты, которые увеличивают степень коррозии металла.

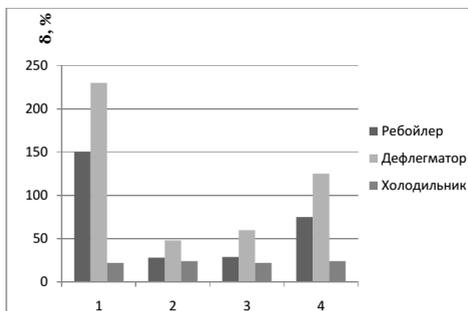
При очистке газа от CO_2 растворы МЭА могут вызывать существенную коррозию. Из-за многочисленных недостатков, характерных для МЭА, в настоящее время этот амин практически не применяется при проектировании новых объектов, а большинство действующих установок переводятся на МДЭА.

Целью данной работы является путем опытного практического сравнения найти более перспективный абсорбент на ближайшее будущее.

Материалы и методы

Для процесса очистки биогаза от CO_2 в работе [1] был осуществлен сравнительный анализ и подбор абсорбента на основе этаноламинов: моноэтаноламин (МЭА), диэтаноламин (ДЭА), метилдиэтаноламин (МДЭА). С помощью известной программы «HYSYS» проводилось технологическое моделирование. Для экспериментального сравнения были подобраны следующие водные растворы аминов: 13 % МЭА; 18 % МЭА; 40 % ДЭА; 6 % МЭА + 40 % МДЭА; 8 % МЭА + 40 % МДЭА; 10 % МЭА + 40 % МДЭА [1; 2].

При производстве моделирования процесса, то есть извлечения CO_2 из биогаза, были приняты упрощенные модели его расчета и получены оценочные результаты для разных абсорбентов. Производилось моделирование при следующих условиях: $Q_{\text{газ}} = 360$ ст. м³; $T_{\text{газ}} = 40$ °С; $P_{\text{абс}} = 0,26$ Мпа; $P_{\text{дес}} = 0,16$ Мпа, Состав биогаза, % (об.): $\text{CH}_4 - 50$; $\text{CO}_2 - 45$; $\text{N}_2 - 3$; $\text{H}_2\text{O} - 2$ [2].



1 – дымовой газ; 2 – генераторный газ; 3- синтез-газ; 4 – биогаз

Рисунок 1 – Сравнительная оценка расхождения расчетных тепловых нагрузок ребойлера, дефлегматора, десорбера и теплообменника-охладителя регенерированного абсорбента при применении водных растворов 18 % МЭА (I) и 40 % МДЭА + 10 % МЭА (II) [3]

Таблица 1 – Показатели процесса очистки биогаза от CO₂ аминными абсорбентами [1]

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

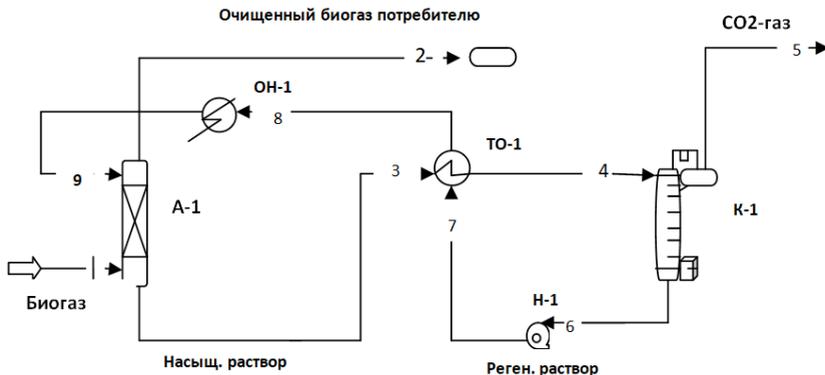
На основании результатов расчетов для вышеуказанных вариантов был определен самый удовлетворяющий состав сорбента – водный раствор 40 % МДЭА + (8–10) % МЭА.

С использованием реальных моделей расчета следствия извлечения CO₂ из биогаза, генераторного газа, синтез-газа, а также дымовых газов, был осуществлен сравнительный анализ, а также произведен выбор удовлетворяющего процесс абсорбента на основе МДЭА [3] [4] [5]. Далее был определен оптимальный состав сорбента 40 % МДЭА + 10 % МЭА + 50 % H₂O [2].

Необходимые эксплуатационные издержки технологии извлечения кислых компонентов из газов до 70 % состоят из энергетических затрат на регенерацию амина, в связи с чем, основным является осуществление исследований для оптимизации параметров процессов абсорбции, а также десорбции, а конкретнее: давления и температуры.

Моделирование процесса очистки биогаза осуществлялось в связи с данными полегона «ТБО № 5». Количество биогаза – 600 ст. м³/ч. Состав биогаза – CH₄ – 48 %; CO₂ – 45 %; H₂S – 2; N₂ – 3; H₂O – 2 %. Доказано, что допустимая концентрация примесей в био-метане, выходящим из абсорбера, не должна быть выше 1 % (об.) CO₂, 5 мг/ст. м³ H₂S. 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, поступаемого в абсорбер, должна была быть от 35 до 55 °С.

Технологическая схема процесса извлечения CO_2 и H_2S из биогаза водными растворами аминов, получения биометана и газообразного диоксида углерода показана на рисунке 3 [2].



А-1 – абсорбер; К-1 – десорбер; ТО-1 – рекуперативный теплообменник;
ОН-1 – теплообменник (охладитель); Н-1 – насос

Рисунок 2 – Принципиальная технологическая схема аминовой очистки биогаза

В таблице 2 – отражены расчетные данные определенного извлечения CO_2 и H_2S непосредственно из биогаза в количестве 600 ст. м^3 при приемлемой концентрации на выходе из абсорбера CO_2 – 1 % (об.), H_2S – 5 мг/ст. м^3 для некоторого диапазона данных давлений в абсорбере 0,24–0,3 МПа и в десорбере 0,14–0,2 МПа [2].

Таблица 2 – Энергетические данные процесса извлечения CO_2 и H_2S из биогаза

Давление, МПа		Расход абсорбента, кг/ч	Мощность насоса, кВт	Тепловая нагрузка, кВт		
абсорбер	десорбер			Ребойлера десорбера	Дефлегматора десорбера	Теплообменника-охладителя
0,24	0,14	7790	0,30	508/830	349/647	217/221
0,26	0,16	6720	0,26	373/510	219/332	211/217
0,28	0,18	6260	0,24	324/413	183/245	199/208
0,30	0,20	5955	0,23	297/370	166/209	189/201

На рисунке 4 отражено соотношение тепловой нагрузки ребойлера и непосредственно дефлегматора десорбера от давления при данном количестве степени извлечения CO_2 $\varepsilon = 0,7$ и $0,8$.

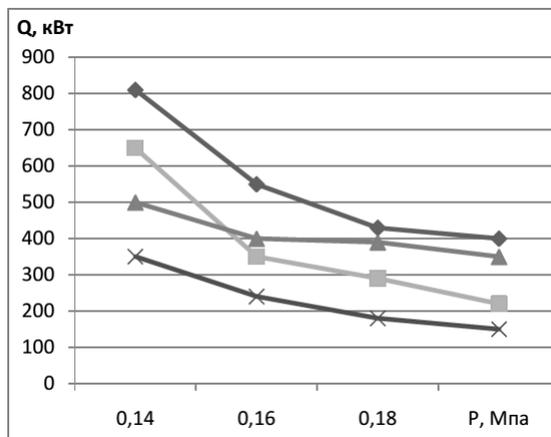


Рисунок 3 – Взаимосвязь тепловой нагрузки Q ребойлера (1, 3), а также дефлегматора (2, 4) десорбера от давления при данном количестве степени извлечения CO_2 $\varepsilon = 0,7$ (3, 4) и $0,8$ (1, 2)

Взаимосвязь затрат абсорбента от давления непосредственно в абсорбере отражена на рисунке 4.

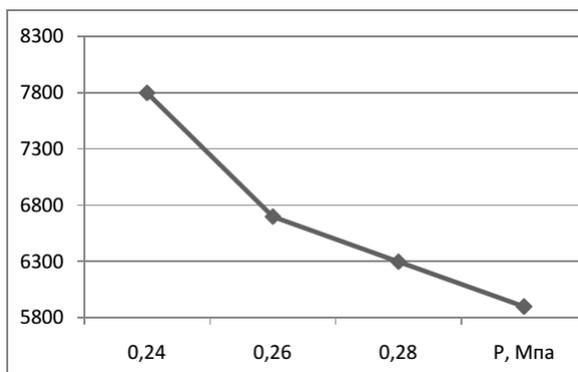


Рисунок 4 – Взаимосвязь затрат абсорбента состава 40 % МДЭА + 10 % МЭА в зависимости от давления в абсорбере

Тепловые нагрузки ребойлера и дефлегматора, а также затраты абсорбента можно сказать выше при осуществлении давления в десорбере $P = 0,14$ МПа

и при всех остальных степенях извлечения CO_2 . Самые низшие показатели определены при $P = 0,2$ МПа [2].

Существует необходимость принимать во внимание тот факт, что равновесная растворимость диоксида углерода напрямую зависима от давления газа, а также концентрации аминного раствора.

В случае, когда применяют водные растворы МЭА, в таком случае концентрация крайнего насчитывает, как правило 10–20%. В качестве указанного оптимального абсорбента применяется активирующая добавка из 10% МЭА, в результате хемосорбции образуются некие карбонаты и бикарбонаты, которые непосредственно и разлагаются в десорбере с появлением диоксида углерода при нагревании данного потока до 120 °С [6].

Непосредственная полнота выделения сероводорода из биогаза также в прямой зависимости от концентрации применяемого для этой цели амина, количественной взаимосвязи амина к очищенному газу, температуры, а также полноты регенерации его раствора. Нужно сделать так, чтобы количество сульфидов в регенерированном растворе было определено минимальным значением и температура низа десорбера не должна превышать 120 °С, поскольку при наиболее высокой температуре МЭА фрагментарно разлагается [7].

Температура низа десорбера варьируется в зависимости от 113 °С при $P = 0,14$ МПа до 121 °С при $P = 0,2$ МПа, в связи с этим рационально выделить диапазон давления $P = 0,16$ – $0,18$ МПа [2].

Таблица 3 – Затраты абсорбента, концентрации CO_2 и H_2S на выходе из абсорбера [2]

Температура, °С	Расход абсорбента, кг/ч	Концентрации на выходе из абсорбера	
		CO_2 , %	H_2S , мг/ст. м ³
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

Из приведенной таблицы можно сделать вывод, что при температуре 35 °С CO_2 в биометане увеличивается до 2% и превышает необходимую концентрацию (1%) при не большом уменьшении концентрации H_2S до 3,5 мг/ст. м³. При температуре 55 °С процент содержания CO_2 уменьшается до 0,7%, однако вне зависимости от этого, превышает концентрация H_2S в газе до 8,9 мг/ст. м³, и как следствие существенно превышает необходимую (5,0 мг/ст. м³). Из всего вышеуказанного можно сделать вывод, что самой приемлемой температурой регенерированного аминного раствора, пребывающего в абсорбер, была установлена 45 °С.

Первоочередным является изучение взаимного воздействия остаточной концентрации CO_2 и H_2S на выходе из абсорбера и анализ наряду с этим энергетических показателей данного процесса регенерации насыщенного аминного раствора в десорбере. В таблице 5 определены количественные значения тепловых нагрузок ребойлера, теплообменника-охладителя регенерированного раствора, дефлегматора десорбера в непосредственной связи от остаточной концентрации CO_2 в газе при $P = 0,16$ и $0,18$ МПа и степени извлечения CO_2 , $\varepsilon = 0,7$ и $0,8$ [2].

На рисунке 5 изображена непосредственная взаимосвязь тепловой нагрузки ребойлера, а также дефлегматора десорбера от процентного состава CO_2 в газе при $P = 0,16$ и $0,18$ МПа.

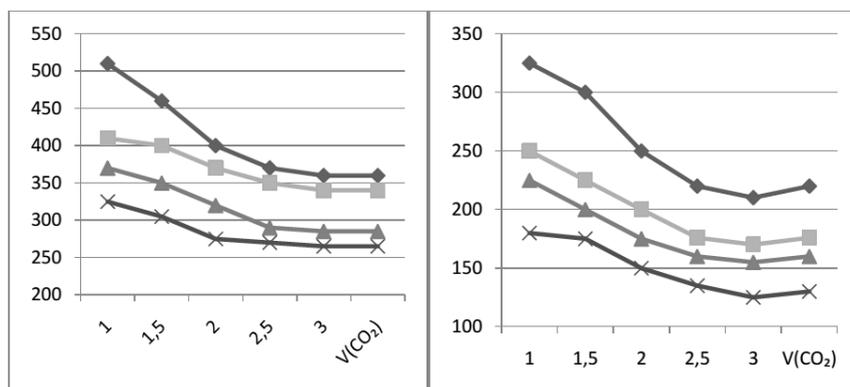


Рисунок 5 – Взаимосвязь тепловой нагрузки ребойлера (а), а также дефлегматора (б) десорбера от остаточной концентрации CO_2 в биометане при $P = 0,16$ (2, 4) и $0,18$ (1, 3) МПа и степени извлечения CO_2 , $\varepsilon = 0,7$ (1, 2) и $0,8$ (3, 4)

Из данного рисунка можно сказать, что самые высокие тепловые нагрузки определены при низком содержании CO_2 в биометане, однако при концентрациях CO_2 выше 2,4 % показатели нагрузки ребойлера и дефлегматора можно сказать будут неизменны. Вместе с тем, чем ниже степень извлечения CO_2 из биогаза, тем и меньше взаимосвязанность от давления в десорбере. Нагрузки теплообменника-охладителя регенерированного раствора также не связаны с давлением, степени извлечения CO_2 из биогаза, а также остаточного содержания CO_2 в биометане.

Выводы

Опытным путем было произведено утверждение, что при смене абсорбента на основе МЭА на абсорбент на основании МДЭА качественные свойства

аминовой очистки газов и регенерации абсорбента являются оптимальными к установленным значениям технологических регламентов.

Энергоэффективность процесса течения очистки при смене абсорбента осуществляется за счет:

- уменьшая количественное значение циркулирующего абсорбента;
- уменьшая энергетические затраты от непосредственной работы установок;
- уменьшения издержки от потерь амина с уносом жидкой фазы в системе аминовой очистки газов и, как следствие аккумуляции затрат на покупку реагента
- уменьшения использования пара на регенерацию абсорбента из-за уменьшения его совокупного объема.

Список использованных источников

1 Пятниченко, А. И., Иванов, Ю. В., Крушневич, Т. К. Оптимизация состава абсорбентов вода – амины установки извлечения биометана из биогаза // Тех. газы. – 2010. – № 3. – С. 26–29.

2 Пятниченко, А. И., Иванов, Ю. В., Жук, Г. В., Онопа, Л. Р. Оптимизация параметров технологической схемы аминовой очистки биогаза от CO_2 и H_2S // Энерготехнологии и ресурсосбережения. – 2015. – № 1. – С. 14–19.

3 Пятниченко, 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.

4 Лавренченко, Г. К., Копытин, А. В., Пятниченко, А. И., Иванов, Ю. В. Оптимизация состава абсорбентов амины – вода узла извлечения CO_2 из дымовых газов // Техн. газы. – 2011. – № 1. – С. 16–25.

5 Пятниченко, А. И., Иванов, Ю. В., Жук, Г. В., Будняк, С. В. Абсорбционное извлечение метана и диоксида из биогаза // Энерготехнологии и ресурсосбережение. – 2012. – № 1. – С. 4–10.

6 Липидус, А. Л., Голубева, И. А., Жагфаров, Ф. Г. Газохимия. Часть 1. Первичная переработка углеводородных газов : Учеб. пособие. – М. : Недра, 2004. – 246 с.

7 Прокопюк, С. Г., Масагутов, Р. М. Промышленные установки каталитического крекинга. – М. : Химия, 1974. – 176 с.

References

1 Pyatnichenko, A. I., Ivanov, Y. V., Krushnevich, T. K. Optimizatsiya sostava absorbentov voda – aminy ustanovki izvlecheniya biometana iz biogaza

[Optimization of the composition of water – amine absorbers for bio-methane extraction from biogas]. In Tech. gases. – 2010. – № 3. – P. 26–29.

2 **Pyatnichenko, A. I., Ivanov, Y. V., Zhuk, G. V., Onopa, L. R.** Optimizatsiya parametrov tekhnologicheskoy skhemy amnovoy ochistki biogaza ot CO₂ i H₂S. [Optimization of parameters of the technological scheme of amine purification of biogas from CO₂ and H₂S]. In Energy technologies and resource saving. – 2015. – № 1. – P. 14–19.

3 **Pyatnichenko, A. I., Ivanov, Y. V., Zhuk, G. V., Onopa, L. R.** Sravnitel'nyy analiz effektivnosti sposobov izvlecheniya dioksida ugleroda iz tekhnologicheskikh gazov [Comparative analysis of the efficiency of methods for extraction of carbon dioxide from process gases]. In Tech. gases. – 2014. – № 4. – P. 58–66.

4 **Lavrenchenko, G. K., Kopytin, A. V., Pyatnichenko, A. I., Ivanov, Yu. V.** Optimizatsiya sostava absorbentov aminy – voda uzla izvlecheniya SO₂ iz dymovykh gazov. [Optimization of the composition of amine – water absorbers for extracting CO₂ from flue gases]. In Tech. gases. – 2011. – № 1. – P. 16–25.

5 **Pyatnichenko, A. I., Ivanov, Y. V., Zhuk, G. V., Budnyak, S. V.** Absorbtsionnoye izvlecheniye metana i dioksida iz biogaza [Extraction of Absorption of methane and dioxide from biogas]. In Energy technologies and resource saving, – 2012. – № 1. – P. 4–10.

6 **Lapidus, A. L., Golubeva, I. A., Zhagfarov, F. G.** Gazokhimiya. Chast' 1. Pervichnaya pererabotka uglevodorodnykh gazov. [Gas Chemistry. Part 1. Primary processing of hydrocarbon gases : Studies' manual]. – Moscow : Nedra, 2004. – 246 p.

7 **Prokopyuk, S. G., Masagutov, R. M.** Promyshlennyye ustanovki kataliticheskogo krekinga. [Industrial installations of catalytic cracking] – Moscow : Chemistry, 1974. – 176 p.

Материал поступил в редакцию 21.09.20.

Е. С. Тлектесов, М. А. Елубай

CO₂ және H₂S құрамындағы амин газын тазартудың технологиялық схемасының параметрлерін оңтайландыру

Торайғыров университеті,
Қазақстан Республикасы, Павлодар қ.
Материал 21.09.20 баспаға түсті.

E. S. Tlektessov, M. A. Yelubay

Optimization of parameters of the technological scheme of amine gas purification from the content of CO₂ and H₂S

Toraighyrov University,
Republic of Kazakhstan, Pavlodar.
Material received on 21.09.20.

Кәсіпорынның басты міндеттерінің бірі қоршаған ортаға теріс әсерді төмендету (экологиялық менеджмент жүйесін енгізу) және шығарылатын өнімнің сапасын үнемі арттыру болып табылады. Отандық мұнай өңдеу зауыттарында өндірілетін көптеген тауарлық дизель отындары күкірт мөлшері бойынша еуропалық стандарттар талаптарына сәйкес келмейді. Бұл күкіртсіздендіру процестерінің өте қымбат және энергияны қажет ететіндігінің салдары болуы мүмкін. Бұл мәселені шешу күкірт сіңіргіштерімен контактілі тазартумен байланысты технологияны қолдануда жатыр. Абсорбент ретінде аминдердің сулы ерітінділері (диэтаноламин, моноэтаноламин, дигликольамин, метилдиэтаноламин, диизопропаноламин және т.б.) қолданылады. Бағдарламалық жүйені, техникалық модельдеуді қолдана отырып, көп айнымалы есептеулер келтірілген. 40% метилдиэтаноламин (МДЭА) және 10% моноэтаноламин (МЭА) амин қоспасының сулы ерітіндісін абсорбент ретінде қолдана отырып, абсорбциялық схеманы пайдалану ұсынылды. Бұл ХЭА ерітінділерімен салыстырғанда абсорбция-десорбция процесіне энергия шығынын 1,5–3 есе төмендетуге әкеледі.

Абсорбентті ауыстыру кезінде тазарту процесінің энергия тиімділігі айналымдағы абсорбенттің сандық мәнін азайту, қондырғылардың тікелей жұмысынан энергия шығындарын азайту арқылы жүзеге асырылады.

Кілтті сөздер: абсорбция, абсорбент, метилдиэтаноламин, МДЭА, МЭА.

One of the main tasks of the company is to reduce the negative impact on the environment (introduction of an environmental management system) and constantly improve the quality of products. Many commercial diesel fuels that are produced at domestic refineries are not subject to compliance with the requirements of European standards for sulfur content. This may be due to the fact that desulfurization processes are quite expensive and energy-intensive. The solution to this problem lies in the use of technology

related to contact cleaning with sulfur absorbers. Water solutions of amines (such as diethanolamine, monoethanolamine, diglycolamine, methyldiethanolamine, diisopropanolamine, etc.) are used as an absorbent. Multivariate calculations are performed using a software system and technical modeling. It is proposed to use an absorption scheme using an aqueous solution of a mixture of amines: 40 % methyldiethanolamine (MDEA) and 10 % monoethanolamine (MEA) as an absorbent. This leads to a reduction in energy consumption for the absorption-desorption process by 1.5–3 times compared to MEA solutions.

The energy efficiency of the cleaning flow process when changing the absorbent is achieved by reducing the quantitative value of the circulating absorbent and reducing energy costs from the direct operation of installations.

Keywords: absorption, absorbent, methyldiethanolamine, MDEA, MEA.

Теруге 21.09.2020 ж. жіберілді. Басуға 05.10.2020 ж. қол қойылды.

Электронды баспа

989 КБ RAM

Шартты баспа табағы 6,4

Таралымы 300 дана. Бағасы келісім бойынша.

Компьютерде беттеген З. С. Исакова

Корректор: А. Р. Омарова

Тапсырыс № 3718

Сдано в набор 21.09.2020 г. Подписано в печать 05.10.2020 г.

Электронное издание

989 КБ Мб RAM

Усл.п.л. 6,4. Тираж 300 экз. Цена договорная.

Компьютерная верстка З. С. Исакова

Корректор: А. Р. Омарова

Заказ № 3718

«Toraighyrov University» баспасынан басылып шығарылған

Торайғыров университеті

Павлодар мемлекеттік университеті

140008, Павлодар қ., Ломов к., 64, 137 каб.

«Toraighyrov University» баспасы

Торайғыров университеті

140008, Павлодар қ., Ломов к., 64, 137 каб.

8 (7182) 67-36-69

e-mail: kereku@tou.edu.kz

www.vestnik.tou.edu.kz