

УДК 661.531

[0000-0002-1753-416X] **А. Л. Концевой, к.т.н., доцент,**
e-mail: kontsev@xtf.kpi.ua

[0000-0002-4523-2273] **С. А. Концевой, к.т.н., доцент**
e-mail: serkon157@ukr.net

Київський політехнічний інститут імені Ігоря Сікорського
проспект Перемоги, 37, м. Київ, 03056, Україна

МОДЕЛЮВАННЯ ДВОПОТОКОВОЇ РЕГЕНЕРАЦІЇ РОЗЧИНУ МОНОЕТАНОЛАМІНУ

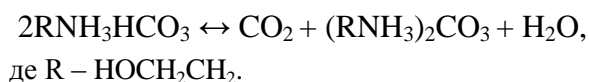
Надано алгоритм розрахунку матеріального і теплового балансів регенерації відпрацьованого розчину в середовищі Excel з варіюванням концентраційних параметрів по розчину.

Апроксимовано залежності рівноважного парціального тиску CO₂ над 20 %-ним розчином моноетаноламіну залежно від ступеня карбонізації та температури регенерації. Числовим інтегруванням розраховано двосекційний тарілчастий регенератор.

Ключові слова: технологічний газ, оксид карбону (IV), моноетаноламін, кінетика і термодинаміка десорбції, тарілчастий десорбер.

Вступ. Важливою стадією виробництва аміаку є очищення технологічного газу від оксиду карбону (IV) абсорбційними методами, насамперед, розчином моноетаноламіну або активованим гарячим розчином поташу. Особливості хімізму, апаратурного оформлення і показники очищення наведено в роботах [1-3]. Результати моделювання очищення газу активованим розчином метилдіетаноламіну нами надано в статтях [4, 5].

Високопродуктивні схеми виробництва аміаку використовують двопотокове очищення газу від CO₂ розчином моноетаноламіну (МЕА) з регенерацією відпрацьованого розчину у двох паралельно працюючих регенераторах-рекуператорах, з яких відводяться на абсорбцію два потоки – тонко і грубо регенованого розчинів [6-8]. Стаття є логічним продовженням запропонованого нами алгоритму розрахунку абсорбційного очищення технологічного газу [9]. Регенерація відпрацьованого розчину МЕА базується на перебігу наступних реакцій:



Карбонат і гідрокарбонат моноетаноламонію при підвищенні температури і зменшенні тиску легко дисоціюються, що дає змогу проводити глибоку регенерацію поглинального розчину.

Мета роботи: виконання матеріальних, теплових і конструктивних розрахунків за власним алгоритмом з його реалізацією в се-

редовищі Excel. Змінними параметрами, що впливають на технологічний режим, є температура, тиск, ступінь карбонізації розчину у різних точках десорбера.

Вихідні дані. Для двопотокової схеми очищення розраховано матеріальні, теплові баланси десорбції та тарілчастий десорбер з наступними вихідними даними. Продуктивність за аміаком – 1360 т/добу. Температура газу на виході із сепаратора $t = 40\text{ }^\circ\text{C}$; тиск насиченої пари при $t = 40\text{ }^\circ\text{C}$ $P_2^* = 0,07245\text{ атм}$; тиск на виході із сепаратора $P_2 = 1,7\text{ атм}$. Температура газу на виході з регенератора $t = 70\text{ }^\circ\text{C}$; тиск насиченої пари при $t = 70\text{ }^\circ\text{C}$ $P_3^* = 0,3\text{ атм}$; тиск на виході з регенератора $P_3 = 1,7\text{ атм}$.

Результати. *Матеріальний баланс.* Склад сухого газу на виході із сепаратора, в який він надходить з верхньої частини регенератора, визначається за даними матеріального балансу абсорбції [9] (таблиця 1): всі розчинені компоненти десорбуються при регенерації (враховується факт того, що частина CO₂ завжди залишається у розчині з відповідним ступенем карбонізації). Вологість газу на виході із сепаратора, частка:

$$N_2 = P_2^*/P_2 = V_2/(V_2 + V_g);$$

$$N_2 = 0,07245/1,7 = 0,0426,$$

звідки при відомому значенні витрати сухого газу ($V_g = 36211,47\text{ м}^3/\text{год.}$) визначаємо витрату водяної пари на виході з сепаратора, $\text{м}^3/\text{год.}$ (таблиця 2):

$$V_2 = V_g \cdot N_2/(1 - N_2), V_2 = 1611,95.$$

Таблиця 1 – Склад сухого газу на виході із сепаратора

Компонент	нм ³ /год.	% об.	кг/год.	% мас.
H ₂	380,03	1,05	33,93	0,048
N ₂	76,89	0,21	96,12	0,137
CO ₂	35746,05	98,71	70212,56	99,801
CO	3,08	0,01	3,85	0,005
Ar	2,41	0,01	4,30	0,006
CH ₄	3,00	0,01	2,15	0,003
Всього	36211,47	100,00	70352,91	100,00

Таблиця 2 – Склад вологого газу на виході із сепаратора

Компонент:	м ³ /год.	% об.	кг/год.	% мас.
H ₂	380,03	1,00	33,93	0,047
N ₂	76,89	0,20	96,12	0,134
CO ₂	35746,05	94,51	70212,56	97,996
CO	3,08	0,01	3,85	0,005
Ar	2,41	0,01	4,30	0,006
CH ₄	3,00	0,01	2,15	0,003
H ₂ O	1611,95	4,26	1295,31	1,808
Всього:	37823,42	100,00	71648,22	100,00

Відносна вологість газу на виході з регенератора, частка:

$$N_3 = P_3^*/P_3 = V_3/(V_3 + V_g);$$

$$N_3 = 0,3/1,7 = 0,1765,$$

звідки визначаємо витрату води на підживлення для компенсації виносу водяної пари, м³/год:

$$V_3 = V_g \cdot N_3 / (1 - N_3),$$

$$V_3 = 7759,29.$$

Результати розрахунку надано у таблиці 3.

Об'єм (м³/год. водяної пари) та маса (кг/год.) флегми, відповідно:

$$V(\text{H}_2\text{O}) = V_3 - V_2;$$

$$V(\text{H}_2\text{O}) = 7759,29 - 1611,95 = 6147,34.$$

$$m_{\text{флегми}} = m_3 - m_2;$$

$$m_{\text{флегми}} = 6235,14 - 1295,31 = 4939,83.$$

Таблиця 3 – Склад вологого газу на виході з регенератора

Компонент:	м ³ /год.	% об.	кг/год.	% мас.
H ₂	380,04	0,864	33,93	0,044
N ₂	76,90	0,175	96,12	0,126
CO ₂	35744,57	81,294	70212,56	91,676
CO	3,08	0,007	3,85	0,005
Ar	2,41	0,005	4,30	0,006
CH ₄	3,00	0,007	2,15	0,003
H ₂ O	7759,29	17,647	6235,14	8,141
Всього:	43969,29	100	76588,0468	100

Тепловий баланс. Підігрів розчину проводять за рахунок теплоти неочищеного конвертованого газу, що подається у кип'ятильники МЕА. Мета розрахунку полягає у визначенні теплоти $Q_{\text{кг}}$, що надходить з конвертованим газом. Вихідні дані: витрати,

кг/год., відпрацьованого розчину у регенератор $m(\text{МЕА})_{\text{р-ну}} = 1193713$ [9, таблиця 5]; витрата двох потоків розчину з регенератора $m(\text{МЕА})_{\text{р-ну}}^* = L_2 + L = 1123717,1$ [9]; теплоємність розчину МЕА на вході $C_{\text{рвх}} = 4,304$ кДж/(кг·°С); теплоємність розчи-

ну МЕА на виході $C_{p_{\text{вих}}} = 4$ кДж/(кг·°С); теплоємність вологого газу на виході з регенератора $C_{p_3} = 35$ кДж/(кмоль·°С); температура відпрацьованого розчину МЕА на вході в регенератор $t_{\text{вх}} = 62.2$ °С; температура регенованих розчинів МЕА і вологого газу на виході з регенератора, °С, $t_{\text{вих}} = 70$; температура конденсату (флегми) на виході сепаратора, °С, $t_4 = 40$; теплота десорбції CO_2 , кДж/кг CO_2 , $Q_{\text{CO}_2} = 1507$; теплота випаровування води в регенераторі, кДж/кг, $Q_{\text{вип}} = 2200$; втрати теплоти, частка, $W_{\text{втрат}} = 0,05$.

Рівняння теплового балансу:

$$Q_1 + Q_4 + Q_{\text{кг}} = Q_3 + Q_5 + Q_6 + Q_{\text{втрат}}$$

Основними статтями приходу теплового балансу є:

– теплота, що вноситься з розчином МЕА, кДж/год:

$$Q_1 = m(\text{МЕА})_{\text{р-ну}} \cdot t_{\text{вх}} \cdot C_{p_{\text{вх}}};$$

$$Q_1 = 1193713 \cdot 62.2 \cdot 4,304 = 319567475;$$

– теплота конденсату (флегми), кДж/год:

$$Q_4 = m_{\text{флегми}} \cdot t_4 \cdot C_{p_{\text{води}}};$$

$$Q_4 = 5761,32 \cdot 40 \cdot 4,19 = 965597,$$

де $C_{p_{\text{води}}}$ – середня теплоємність води, кДж/(кг·°С): $C_{p_{\text{води}}} = 4,19$;

– теплота, що вноситься з теплоносієм (конвертованим газом), кДж/год:

$$Q_{\text{кг}} = (Q_3 + Q_5 + Q_6 - (1 - W_{\text{втрат}}) \cdot Q_1 - (1 - W_{\text{втрат}}) \cdot Q_4) / (1 - W_{\text{втрат}}). \quad (1)$$

Основними статтями витрат теплового балансу є:

– теплота, що виноситься вологим газом з регенератора, кДж/год:

$$Q_3 = \Sigma V \cdot t_{\text{вих}} \cdot C_{p_3} / 22,4;$$

$$Q_3 = 44993,06 \cdot 70 \cdot 35 / 22,4 = 4921116;$$

– теплота реакції десорбції і випаровування, кДж/год:

$$Q_5 = Q_{\text{CO}_2} \cdot m(\text{CO}_2)_{\text{дес}} + Q_{\text{вип}} \cdot m_{\text{пари}};$$

$$Q_5 = 1507 \cdot 70212,56 + 2200 \cdot 7056,63 = 121334921;$$

– теплота, що виноситься регенованим розчином МЕА (прийнято, що при однаковій температурі тонко- і грубо регенований розчини мають приблизно ту саму теплоємність), кДж/год:

$$Q_6 = m(\text{МЕА})_{\text{р-ну}}^* \cdot t_{\text{вих}} \cdot C_{p_{\text{вих}}};$$

$$Q_6 = 1123717,1 \cdot 70 \cdot 4 = 314660369.$$

Отже, з рівняння (1):

$$Q_{\text{кг}} = 143589461 \text{ кДж/год.}$$

Втрати теплоти у доквілля, кДж/год:

$$Q_{\text{втрат}} = (Q_1 + Q_4 + Q_{\text{кг}}) \cdot W_{\text{втрат}} = 23206126,6.$$

Питома витрата теплоти на $1 \text{ м}^3 \text{ CO}_2$, МДж/м³CO₂:

$$q_{\text{пит}} = Q_{\text{кг}} / (V(\text{CO}_2)_{\text{дес}} \cdot 1000);$$

$$q_{\text{пит}} = 143589461 / (35746,05 \cdot 1000) = 4,02.$$

Питома витрата теплоти на 1 т аміаку, МДж/т:

$$q_{\text{пит}}^* = 143589461 / 56,67 = 2533,8.$$

Порівняємо отримані дані за питомою витратою теплоти з літературними. Згідно з [1] ці витрати становлять 5,4 і 4,4 МДж/м³ CO₂ для багатопотокової схеми і схеми з регенератором-рекуператором, відповідно. Питомі витрати теплоти на 1 т аміаку дорівнюють 2976 МДж/т [5]. Таким чином, розрахункові дані мають однаковий порядок з промисловими.

Кінетичний розрахунок регенератора. Розрахунок тарілчастого десорбера базується на обробці рівноважних і практичних даних з визначенням кількості теоретичних тарілок N_t числовим інтегруванням виразу

$$N_t = \int dP / (P^* - P),$$

де P і P^* – робочий і рівноважний тиск CO₂, кПа. Табличні довідкові значення рівноважного тиску CO₂ над 20 %-ним розчином МЕА залежно від температури розчину T та ступеня карбонізації α [10] апроксимовані нами наступним чином. Для більшої точності апроксимації розбиваємо довідкові дані на дві ділянки за ступенем карбонізації. В результаті було отримані рівняння регресії для розрахунку P^* , кПа:

для $\alpha > 0,42$

$$P^* = \exp(25,85696 - 5292,15/T + 8,977071 \cdot \ln(\alpha) - 2,98796 \cdot \alpha^2), \quad (2)$$

при цьому середнє відхилення розрахункових даних від табличних становить 9,8 %;

для $\alpha < 0,42$

$$P^* = \exp(30,06715 - 9904,45/T + 2,024316 \cdot \ln(\alpha) + 7,52984 \cdot \alpha^2), \quad (3)$$

середнє відхилення розрахункових даних від табличних становить 4,76 %.

Парціальний тиск CO₂ у верхній частині регенератора, кПа:

$$P^B = P_3 \cdot N(\text{CO}_2) \cdot 101325 / 1000 / 100;$$

$$P^B = 1,7 \cdot 81,294 \cdot 101325 / 1000 / 100 = 140,032,$$

де $N(\text{CO}_2)$ – вміст CO_2 у вологому газі на виході з регенератора (з верхньої тарілки), % об., $N(\text{CO}_2) = 81,294$ (див. таблицю 3).

2. Коефіцієнт перерахунку рівноважного тиску у робочий:

$$K_{\text{пер}} = P^B/P^B_p;$$

$$K_{\text{пер}} = 140,032/242,63 = 0,5771,$$

де $P^B_p = 242,631$ – розрахункове значення рівноважного тиску CO_2 над розчином МЕА за рівнянням (2) при ступені карбонізації $\alpha_1 = 0,67$ кмоль CO_2 /кмоль МЕА і температурі на верхній тарілці 343 К. Зауважимо, що саме для верхньої тарілки відомі і рівноважні, і робочі парціальні тиски CO_2 над розчином МЕА. Завдяки коефіцієнту $K_{\text{пер}}$ буде здійснюватися розрахунок робочого парціального тиску на інших тарілках. Звісно, це певне наближення, але, при відсутності даних з концентрації CO_2 у парогазовій суміші по висоті регенератора, нами прийнято саме таке рішення.

Вихідні дані. Тиск вологого газу на виході з регенератора $P_3 = 1,7$ атм. Ступінь карбонізації розчину МЕА, кмоль/кмоль МЕА: відпрацьованого розчину на вході у регенератор $\alpha_0 = 0,67$; грубо регенованого розчину $\alpha_1 = 0,35$; тонко регенованого розчину $\alpha_2 = 0,1$. Температура: на верхній тарілці $T_0 = 343$ К (за рахунок нагріву відпрацьованого розчину після вводу у регенератор з 335,2 К); виводу грубо регенованого розчину $T_1 = 388$ К; виводу тонко регенованого розчину $T_2 = 398$ К (обидва потоки подаються на рекуперацію теплоти у верхню частину регенератора). Кількість кроків інтегрування $n = 100$.

Покроковий алгоритм розрахунку. Зміна ступеня карбонізації на один крок інтегрування

$$d\alpha = (\alpha_0 - \alpha_2) / n = (0,67 - 0,1) / 100 = 0,0057.$$

Зміна температури розчину МЕА на один крок інтегрування (від $\alpha_0 = 0,67$ до $\alpha_1 = 0,35$ досягається на 56-му кроці інтегрування)

$$dT = (T_1 - T_0) / 56 = (388 - 343) / 56 = 0,8036.$$

Зміна температури розчину МЕА у нижній частині регенератора на один крок інтегрування (від $\alpha_1 = 0,35$ до $\alpha_2 = 0,1$ досягається на 100-му кроці інтегрування)

$$dT = (T_2 - T_1) / 43 = (398 - 388) / (100 - 56) = 0,2273.$$

Температура розчину МЕА, К, $T_i = T_{i-1} + dT$.

Ступінь карбонізації розчину МЕА, кмоль/кмоль МЕА, $\alpha_i = \alpha_{i-1} + d\alpha$.

Рівноважний тиск CO_2 над розчином МЕА P^*_i у регенераторі від $\alpha_0 = 0,67$ до $\alpha = 0,42$ визначається за рівнянням (2), а від $\alpha = 0,42$ до $\alpha_2 = 0,1$ – за рівнянням (3).

Тиск CO_2 над розчином МЕА, кПа,

$$P_i = K_{\text{пер}} \cdot P^*_i.$$

Крок інтегрування за парціальним тиском CO_2 $\Delta P_i = (P_{i-1} - P_i)$.

Необхідна кількість теоретичних тарілок на один крок інтегрування

$$Nt_i = \Delta P / (P^*_i - P_i).$$

Коефіцієнт корисної дії тарілки регенератора залежно від ступеня карбонізації за даними [6], частка:

$$\eta_i = (7,48 + 57,49 \cdot \alpha_i - 31 \cdot \alpha_i^2) / 100.$$

Враховуючи ККД тарілки, необхідна кількість тарілок на один крок інтегрування

$$Npr_i = Nt_i / \eta_i.$$

Практична кількість тарілок

$$Npr = \sum Npr_i.$$

За даними таблиці 4 кількість тарілок у верхній частині регенератора становить $Npr = 10,67$, у нижній – 22,55; загальна кількість дорівнює 33,22. У промисловості працюють регенератори-рекуператори, які мають 31 тарілку (22 тарілки у верхній частині і 9 тарілок у нижній). Для гарантованої якості регенерації використовують два апарати. Розбіжність розподілу тарілок між верхньою і нижньою частинами регенератора за нашим алгоритмом і промисловими даними може бути пояснена припущенням про лінійний профіль температур по висоті верхньої частини апарату (одночасна регенерація розчину і рекуперація теплоти) і застосуванням коефіцієнта $K_{\text{пер}}$ однаковим для обох частин регенератора. Зауважимо також, що у нижню частину надходить половина всього розчину МЕА, що в кінетичному розрахунку не враховується.

Висновки. Використання запропонованого методу розрахунку буде корисним для багатоваріантного аналізу роботи діючих виробництв, а також для студентів при навчальному проектуванні процесу регенерації відпрацьованого розчину МЕА. Алгоритм може бути легко перероблений для розрахунку більш простої однопотокової регенерації, яка розповсюджена на заводах зв'язаного азоту України.

Таблиця 4 – Розрахунок тарілчастого десорбера (фрагмент)

№	α	T	P*	P	ΔP	Nt	η	Npr
0	0,6700	343,000	242,629	140,032				
1	0,6643	343,804	238,322	134,417	2,429	0,025	0,3199	0,077
2	0,6586	344,607	233,852	131,896	2,521	0,026	0,3189	0,082
54	0,362	386,393	28,964	16,717	0,160	0,013	0,2424	0,054
55	0,356	387,196	28,683	16,554	0,162	0,013	0,2404	0,056
56	0,351	388,000	28,397	16,389	0,165	0,014	0,2383	0,058
					$\Sigma N_{\text{верх}}$	3,013		10,67
57	0,345	388,227	27,064	15,620	0,769	0,067	0,2363	0,285
58	0,339	388,455	25,792	14,885	0,735	0,067	0,2342	0,288
59	0,334	388,682	24,576	14,184	0,701	0,067	0,2321	0,291
98	0,111	397,545	2,234	1,290	0,131	0,138	0,1350	1,025
99	0,106	397,773	2,019	1,165	0,124	0,146	0,1321	1,103
100	0,100	398,000	1,814	1,047	0,118	0,154	0,1292	1,191
					$\Sigma N_{\text{нижн}}$	3,882		22,55

Список літератури

- [1] Т. А. Семенова, *Очистка технологических газов* / под ред. Т. А. Семеновой. Москва: Химия, 1977.
- [2] Ralph H. Weiland, Nathan A. Hatcher, and Jaime L. Nava, Post-combustion CO₂ capture with amino-acid salts. Optimized Gas Treating, Inc. Clarita, OK 74535, USA. [Online]. Available: https://www.protreat.com/files/publications/43/Manuscript_CO2_Capture_with_Amino_Acids.pdf
- [3] Аминовая очистка. Россия, 2017. [Электронный ресурс]. Режим доступа: <http://gazsurf.com/ru/gazopererabotka/oborudovanie/modelnyj-ryad/item/aminovaya-ochistka>
- [4] А. Л. Концевой, Т. О. Лук'ячук, та С. А. Концевой, "Моделирование очищения газа від оксиду карбону (IV) розчином метилдіетаноламіну", *Інтернаука: міжнар. наук. журн.*, № 15 (55), с. 28-32, 2018.
- [5] А. Л. Концевой, Т. О. Лук'ячук, та С. А. Концевой, "Моделирование регенерации розчину метилдіетаноламіну". *Інтернаука: міжнар. наук. журн.*, № 16 (56), с. 32-36, 2018.
- [6] Э. Г. Вакк, Г. В. Шуклин, и И. Л. Лейтес, *Получение технологического газа для производства аммиака, метанола, водорода и высших углеводов. Теоретические основы, технология, катализаторы, оборудование, системы управления*: учеб. пособ. Москва, 2011.

- [7] М. А. Янковський, І. М. Демиденко, Б. І. Мельников, О. Я. Лобойко, та Г. М. Корона. *Технологія аміаку*: навч. посіб. Дніпропетровськ: УДХТУ, 2004.
- [8] В. П. Семенов, *Производство аммиака* / под ред. В. П. Семенова. Москва: Химия, 1985.
- [9] А. Л. Концевой, та С. А. Концевой, "Моделирование двопотокового очищення газу від оксиду карбону (IV) розчином моноетаноламіну", *Вісник Черкаського державного технологічного університету. Технічні науки*, № 3, с. 68-75, 2019.
- [10] Справочник азотчика: Физико-химические свойства газов и жидкостей. Производство технологических газов. Очистка технологических газов. Синтез аммиака. 2-е изд., перераб., Москва: Химия, 1986.

References

- [1] T. A. Semenova, *Process gas cleaning*, T. A. Semenova, Ed. Moscow: Himiya, 1977. [in Russian].
- [2] Ralph H. Weiland, Nathan A. Hatcher, and Jaime L. Nava, Post-combustion CO₂ capture with amino-acid salts. Optimized Gas Treating, Inc. Clarita, OK 74535, USA. [Online]. Available: https://www.protreat.com/files/publications/43/Manuscript_CO2_Capture_with_Amino_Acids.pdf
- [3] Amine purification. Russia, 2017. [Online]. Available: <http://gazsurf.com/ru/>

- gazopererabotka/oborudovanie/modelnyj-ryad/item/aminovaya-ochistka/
- [4] A. L. Kontsevoi, T. O. Lukianchuk, and S. A. Kontsevoi, "Modeling of gas purification from carbon oxide (IV) with a solution of methyldiethanolamine", *Internauka: Int. sci. journ.*, no. 15 (55), pp. 28-32, 2018 [in Ukrainian].
- [5] A. L. Kontsevoi, T. O. Lukianchuk, and S. A. Kontsevoi, "Modeling of regeneration of methyldiethanolamine solution", *Internauka: Int. Sci. Journ.*, no. 16 (56), pp. 32-36, 2018 [in Ukrainian].
- [6] E. G. Vakk, G. V. Shuklin, and I. L. Leytes, *Production of process gas for the production of ammonia, methanol, hydrogen and higher hydrocarbons. Theoretical foundations, technology, catalysts, equipment, control systems*: textbook. Moscow, 2011 [in Russian].
- [7] M. A. Yankovskyi, I. M. Demydenko, B. I. Melnykov, O. Ya. Loboiko, and H. M. Korona, *Ammonia technology*: textbook. Dnipropetrovsk: UDKhTU, 2004. [in Ukrainian].
- [8] V. P. Semenov, *Ammonia production*, V. P. Semenova, Ed. Moscow: Himiya, 1985 [in Russian].
- [9] A. L. Kontsevoi, and S. A. Kontsevoi, "Modeling of two-stream gas purification from carbon oxide (IV) with monoethanolamine solution", *Visnyk Cherkaskogo derzhavnogo tehnolohichnogo universytetu*, no. 3, pp. 68-75, 2019 [in Ukrainian].
- [10] *Nitrogen Guide: Physico-chemical properties of gases and liquids. Production of process gases. Process gas cleaning. The synthesis of ammonia*. 2nd ed. Moscow: Himiya, 1986 [in Russian].

A. L. Kontsevoi, Ph. D., associate professor,
e-mail: kontsev@xtf.kpi.ua

S. A. Kontsevoi, Ph. D., associate professor
e-mail: serkon157@ukr.net

Igor Sikorsky Kiev Polytechnic Institute
Peremogy ave., 37, Kyiv, 03056, Ukraine

MODELING OF TWO-FLOW REGENERATION OF MONOETHANOLAMINE SOLUTION

The simulation object is a two-flow scheme for gas purification from CO₂ with monoethanolamine (MEA) solution and with waste solution regeneration in two simultaneously-working recuperators, the productivity of ammonia is 1360 tons per day. Our algorithm considers the temperature fluctuations and component concentrations in liquid phases at different points of the desorber. The algorithm of material and thermal balances calculation is implemented in the Excel. The concentration of CO₂ at the outlet of the regenerator is 81.3 %. The specific heat consumption for the regeneration of 1 m³ of CO₂ is 4.02 MJ, which corresponds to industrial data. For kinetic calculation of the desorber, the reference dependences of the equilibrium partial pressure of CO₂ over the 20 % MEA solution are approximated, depending on the degree of carbonization and the temperature in the solution. The number of plates in two-section plate desorber is calculated by numerical integration. The control calculation is performed with the following initial data. Gas temperature – 313 K at the output of the separator; the separator output pressure – 1,7 atm. Gas temperature – 343 K at the output of the regenerator; the regenerator output pressure – 1,7 atm. The carbonization degree of the MEA solution, kmol per kmol MEA: waste solution – 0,67; roughly recovered solution – 0,35; finely recovered solution – 0,1. Temperature, K: on the top plate – 343; output of roughly regenerated solution – 388; output of finely regenerated solution – 398. The plates' quantity calculation gives 33. This algorithm can be used for analyzing productivity of existing plants, and also will be useful for students' learning of the gas purification process in schemes designing.

Key words: process gas, carbon oxide (IV), monoethanolamine, kinetics and thermodynamics of desorption, plate desorber.