

УДК 661.531

DOI: 10.15587/2706-5448.2020.220064

РОЗРАХУНКИ ДВОПОТОКОВОЇ РЕГЕНЕРАЦІЇ АКТИВОВАНОГО РОЗЧИНУ МЕТИЛДІЕТАНОЛАМІНУ

Концевой А. Л., Концевой С. А.

Об'єктом дослідження є стадія регенерації відпрацьованого розчину очищення технологічного газу від CO_2 у виробництві аміаку потужністю 1360–1500 т/добу в двосекційному тарілчастому регенераторі-рекуператорі. Виконаними розрахунками підтверджена можливість заміни розчину абсорбенту моноетаноламіну (МЕА) активованим розчином метилдіетаноламіну (аМДЕА) для двопотокової схеми очищення та регенерації. Одним з найбільш проблемних місць є відсутність математичної моделі двопотокової регенерації нового абсорбенту. В ході дослідження для визначення складу парогазової суміші використано метод складання матеріального балансу, що враховує особливості температурних режимів роботи верхньої та нижньої частин регенератора. Також запропоновано числове інтегрування для розрахунку кількості тарілок регенератора.

Розроблено та реалізовано в середовищі Excel алгоритм і програма багатоваріантних розрахунків, що передбачають варіювання концентраційних параметрів по парогазовій суміші. Теплові розрахунки враховують ендотермічні реакції десорбції CO_2 і випаровування води, та визначають питомі витрати теплоти на регенерацію розчину. Визначено зниження в порівнянні з розчином МЕА питомих витрат теплоти на регенерацію активованого розчину аМДЕА з 4,4 до 3,11 МДж/м³ CO_2 . Апроксимовані залежності рівноважного тиску CO_2 над розчином МДЕА від ступеня карбонізації розчину та температури десорбції. Кінетичним розрахунком регенератора встановлено кількість тарілок, що дорівнює 14 при 31 тарілці в стандартному регенераторі-рекуператорі. Розрахована кількість тарілок визначає надійну регенерацію розчину в одному апараті до необхідного ступеня карбонізації грубо (0,35) та тонко регенерованого (0,1) розчинів. Зменшення кількості тарілок при використанні аМДЕА пов'язано з врахуванням властивостей цього розчину, зокрема, з відмінністю рівноважного тиску CO_2 над аМДЕА в порівнянні з МЕА. Встановлено реальну можливість використання 40 % розчину аМДЕА замість 18 % розчину МЕА на існуючих двопотокових абсорберах і регенераторах без зміни технологічної схеми.

Ключові слова: технологічний газ, оксид карбону (IV), метилдіетаноламін, піперазин, двосекційний тарілчастий регенератор, числове інтегрування.

1. Вступ

Регенерація відпрацьованих розчинів, отриманих при очищенні технологічного газу від оксиду карбону (IV) у виробництві аміаку, відбувається

у десорберах (регенераторах) – насадкових або тарілчастих. Фізико-хімічні основи регенерації надано в [1]. Технологічні схеми регенерації розчинів моноетаноламіну (МЕА) і поташу, особливості конструкції регенераторів розглянуто в [2, 3]. В роботах [4, 5] надано порівняльний аналіз схем і методів очищення від оксиду карбону (IV). Набув розповсюдження метод очищення зі застосуванням активованого розчину метилдіетаноламіну (аМДЕА) концентрацією до 50 %, активованого піперазином $C_4H_{10}N_2$ (PZ, діетилендіамін) концентрацією до 5 % [6, 7]. Прикладами проектування та промислової реалізації цього методу є однопотокова технологічна схема очищення від CO_2 з продуктивністю за аміаком 1550 т/добу [8] та амінове очищення продуктивністю за аміаком 1000 т/добу [9]. Зауважимо, що, на відміну від стадії очищення, стадії регенерації аМДЕА приділяється набагато менше уваги. Так, автори роботи [10] дослідили витрати енергії на регенерацію змішаного абсорбенту МЕА/МДЕА. Доведено зниження енергії регенерації при використанні цього розчину в порівнянні з розчином МЕА. В роботі [11] вивчено вплив співвідношення МДЕА/PZ на енергетичні витрати регенерації розчину очищення димових газів вугільної електростанції. В дослідженні [12] проведено моделювання однопотокової регенерації відпрацьованого розчину аМДЕА в тарілчастому десорбері потужністю за аміаком 600 т/добу. Результати моделювання двопотокової регенерації розчину МЕА наведено в [13].

Моделювання двопотокового очищення технологічного газу від CO_2 активованим розчином аМДЕА викладено авторами даної роботи в [14]. Запропонований матеріал є логічним продовженням вказаної роботи та віддзеркалює поглиблену увагу до розрахункових аспектів при впровадженні цього методу, особливо, для багатотоннажних виробництв. Тому актуальним є розробка та реалізація розрахунків саме двопотокової регенерації розчину. Таким чином, *об'єктом дослідження* обрано стадію регенерації відпрацьованого розчину очищення технологічного газу від CO_2 у виробництві аміаку потужністю 1360–1500 т/добу в двосекційному тарілчастому регенераторі-рекуператорі. А *мета роботи* полягає в обґрунтуванні можливості заміни розчину абсорбенту моноетаноламіну (МЕА) активованим розчином метилдіетаноламіну (аМДЕА) на багатотоннажних виробництвах, що працюють за двопотоковою схемою очищення та регенерації.

2. Методика проведення дослідження

Алгоритм матеріального та теплового балансів регенерації розчину МЕА (СРСР, РФ, Україна) [13] перероблено для відповідних розрахунків з використанням розчину аМДЕА (США) та реалізовано в середовищі Excel. В ході дослідження використовувалися власний метод розрахунку складу парогазової суміші на виході верхньої та нижньої частин та числове інтегрування для розрахунку числа тарілок регенератору. При цьому враховано те, що двопотокова регенерація передбачає подачу всього відпрацьованого розчину в верхню частину регенератору до параметрів грубо регенерованого розчину. Після чого половину грубо регенерованого розчину подають в нижню частину для регенерації до параметрів тонко регенерованого розчину. Тепловим

балансом враховувалися температурні параметри розчинів, парогазової суміші та ендотермічні реакції десорбції CO₂ та випаровування води.

3. Результати досліджень та обговорення

Вихідні дані мають наступні параметри. Регенератор працює під тиском $P=1,7$ атм. Ступінь карбонізації розчину аМДЕА: на виході зі стадії «тонкої» регенерації $X_{2e}=0,1$; на вході на стадію «грубої» регенерації $X_{1e}=0,67$; на виході – $X_{1n}=0,35$. Температура газу на виході із сепаратору: $t=40$ °С; тиск насиченої пари при $t=40$ °С: $P_2^*=0,07245$ атм. Температура газу на виході з регенератору: $t=70$ °С; тиск насиченої пари при $t=70$ °С: $P_3^*=0,3116$ атм.

Матеріальний баланс. Склад сухого газу на виході із сепаратору (табл. 1), в який він поступає з верхньої частини регенератору, визначається за даними матеріального балансу абсорбції [14]. Всі розчиненні компоненти, а саме, водень, азот, оксид карбону (II), метан і аргон десорбуються при регенерації. Витрата CO₂ з газовою фазою визначається стадією абсорбції, при цьому частина цього газу завжди залишається у розчині з відповідним ступенем карбонізації.

Таблиця 1

Параметри сухого газу після сепаратору

Компонент	нм ³ /год	% об.	кг/год	% мас.
H ₂	268,39	0,744	23,89	0,034
N ₂	54,30	0,151	67,88	0,097
CO ₂	35744,57	99,089	70202,34	99,859
CO	2,18	0,006	2,72	0,004
Ar	1,70	0,005	3,04	0,004
CH ₄	2,12	0,006	1,52	0,002
Всього	36073,26	100	70301,38	100

Далі надано алгоритм розрахунків і таблиці матеріального балансу в різних точках схеми регенерації розчину аМДЕА.

Вологість газу на виході із сепаратору, частка:

$$N_2 = \frac{P_2^*}{P} = \frac{V_2}{(V_2 + Vg)},$$

де $N_2=0,07245/1,7=0,0426$, звідки при відомому значенні витрати сухого газу ($Vg=36073,3$ м³/год), визначаємо витрату водяної пари на виході з сепаратору, м³/год.:

$$V_2 = Vg \cdot N_2 / (1 - N_2); V_2 = 1605,79.$$

Результати розрахунків наведено у табл. 2.

Таблиця 2

Параметри вологого газу після сепаратору

Компонент	м ³ /год	% об.	кг/год	% мас.
H ₂	268,39	0,718	23,89	0,033
N ₂	54,30	0,145	67,88	0,095
CO ₂	35744,57	95,685	70202,34	98,184
CO	2,18	0,006	2,72	0,004
Ar	1,70	0,005	3,04	0,004
CH ₄	2,12	0,006	1,52	0,002
H ₂ O	1605,79	4,299	1291,06	1,806
Всього	37356,37	100	71500,67	100

Водяна пара, що виноситься з сепаратору, має бути компенсована додаванням води в регенерований розчин.

Відносна вологість газу на виході з регенератору, частка:

$$N_3 = \frac{P_3^*}{P} = \frac{V_3}{(V_3 + Vg)},$$

$$N_3 = 0,3116/1,7 = 0,183,$$

звідки визначаємо витрату водяної пари, м³/год:

$$V_3 = Vg \cdot N_3 / (1 - N_3); V_3 = 8095,96.$$

Результати розрахунку надано у табл. 3.

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

$$V(H_2O) = V_3 - V_2; V(H_2O) = 8095,96 - 1605,79 = 6490,17.$$

$$m_{\text{флегми}} = m_3 - m_2; m_{\text{флегми}} = 6509,15 - 1291,06 = 5218,09.$$

Таблиця 3

Параметри вологого газу після регенератору

Компонент	м ³ /год	% об.	кг/год	% мас.
H ₂	268,39	0,61	23,89	0,03
N ₂	54,30	0,12	67,88	0,09
CO ₂	35744,57	81,52	70202,34	91,51
CO	2,18	0,005	2,72	0,004
Ar	1,70	0,004	3,04	0,004
CH ₄	2,12	0,005	1,52	0,002
H ₂ O	8095,96	18,46	6509,15	8,48
Всього	43846,53	100	76718,77	100

Тепловий баланс. Підігрів розчину проводять за рахунок теплоти

неочищеного конвертованого газу, що подається у кип'ятильники розчину аМДЕА. Мета розрахунку полягає у визначенні теплоти $Q_{к2}$, що поступає з конвертованим газом на очищення та має бути охолодженим. Вихідні дані: витрати, кг/год, відпрацьованого розчину в регенератор $m(аМДЕА)_{р-ну}=1129143,1$ [14, табл. 6]; загальна витрата двох потоків розчину з регенератору $m(аМДЕА)_{р-ну}^*=1059306,96$ [14, табл. 4]. Теплоємність розчину аМДЕА на вході та виході: $Cp_{вх}=3,7$ кДж/(кг·°С); теплоємність вологого газу на виході з регенератору: $Cp_3=35$ кДж/(кмоль·°С). Температура відпрацьованого розчину аМДЕА на вході в регенератор: $t_{вх}=68,61$ °С [14]; температура регенованих розчинів аМДЕА та вологого газу на виході з регенератору, °С: $t_{вих}=70$; температура конденсату (флегми) на виході сепаратору, °С: $t_4=40$. Теплота десорбції CO_2 , кДж/кг CO_2 : $Q_{CO_2}=1216$; теплота випаровування води в регенераторі, кДж/кг: $Q_{вип}=2200$; втрати теплоти, частка: $W_{втрат}=0,05$.

Рівняння теплового балансу:

$$Q_1 + Q_4 + Q_{к2} = Q_3 + Q_5 + Q_6 + Q_{втрат}$$

Основними статтями приходу теплового балансу є:

– теплота, що вноситься з відпрацьованим розчином аМДЕА, кДж/год:

$$Q_1 = m(аМДЕА)_{р-ну} \cdot t_{вх} \cdot Cp_{вх}; \quad Q_1 = 1129143,1 \cdot 68,61 \cdot 3,7 = 286640879,9;$$

– теплота конденсату (флегми), кДж/год:

$$Q_4 = m_{флегми} \cdot t_4 \cdot Cp_{води};$$

$$Q_4 = 5218,09 \cdot 40 \cdot 4,19 = 874551,9,$$

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

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

$$Q_{к2} = (Q_3 + Q_5 + Q_6 - (1 - W_{втрат}) \cdot Q_1 - (1 - W_{втрат}) \cdot Q_4) / (1 - W_{втрат}). \quad (1)$$

Основними статтями витрат теплового балансу є:

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

$$Q_3 = \Sigma V \cdot t_{вих} \cdot Cp_3 / 22,4, \\ Q_3 = 43846,53 \cdot 70 \cdot 35 / 22,4 = 4795714,2;$$

– теплота реакції десорбції та випаровування, кДж/год:

$$Q_5 = Q_{CO_2} \cdot m(CO_2)_{дес} + Q_{вип} \cdot m_{пари}, \\ Q_5 = 1216 \cdot 70202,34 + 2200 \cdot 6509,15 = 99686175,44;$$

– теплота, що виноситься регенованим розчином аМДЕА (прийнято, що

при однаковій температурі тонко- і груборегенерований розчини мають ту ж саму теплоємність), кДж/год:

$$Q_6 = m(aMDEA)_{p-ny}^* \cdot t_{вих} \cdot C_{p,вих},$$
$$Q_6 = 1059306,96 \cdot 70 \cdot 3,7 = 274360502,6.$$

Отже, з рівняння (1) витрати теплоти на регенерацію розчину:

$$Q_{к2} = 111279521,5 \text{ кДж/год.}$$

Втрати теплоти у доквілля, кДж/год:

$$Q_{втрат} = (Q_1 + Q_4 + Q_{к2}) \cdot W_{втрат} = 19939073,6.$$

Питома витрата теплоти на 1 м³ CO₂, МДж/м³CO₂:

$$q_{пит} = Q_{к2} / (V(CO_2)_{дес} \cdot 1000),$$
$$q_{пит} = 111279521,5 / (35744,57 \cdot 1000) = 3,11.$$

Порівняємо отримані дані за питомою витратою теплоти на регенерацію розчину з літературними даними. Згідно [1], ці витрати на регенерацію 18 % розчину MEA складають 5,4 та 4,4 МДж/м³CO₂ для багатопотокової схеми та схеми з регенератором-рекуператором, відповідно. Зниження питомих витрат теплоти на регенерацію активованого розчину аМДЕА до 3,11 МДж/м³CO₂ є очікуваним, враховуючи властивості цього розчину, а саме меншу теплоту десорбції CO₂. В літературі [7] вказана можливість зниження питомих витрат до рівня 3,78 МДж/м³CO₂ у разі використання аМДЕА. За проведеними розрахунками при 10 % втрати теплоти в доквілля цей показник становитиме 3,73. Таким чином, розрахункові дані мають однаковий порядок з промисловими та свідчать про реальну можливість зменшення витрат теплоти на двопотокову регенерацію аМДЕА в порівнянні з аналогічним процесом регенерації розчину MEA. До того ж аналіз витрат розчинів MEA та аМДЕА на очищення технологічного газу [14] показав зменшення витрати розчину на 5,5 % при використанні аМДЕА, що сприятиме зменшенню енергетичних витрат на перекачування. Розроблений алгоритм та його реалізація в Excel дозволяють проводити багатоваріантні матеріальні та теплові розрахунки з варіюванням концентраційних параметрів по газу та розчину, та їх температурі.

Кінетичний розрахунок верхньої частини десорберу (регенератору). Розрахунок тарілчастого десорберу зводиться до визначення кількості теоретичних тарілок Nt числовим інтегруванням виразу:

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

де P – робочий тиск CO₂, кПа; P^* – рівноважний тиск, CO₂, кПа.

Попередньо апроксимовані дані [7] значень рівноважного парціального тиску $P^*_{CO_2}$ над розчином МДЕА для умов регенерації у верхній частині апарату в залежності від ступеня карбонізації розчину X_i (в діапазоні 0,4–0,7) і температури T_i десорбції (в діапазоні 323–393 К), кПа:

$$P^*_{CO_2} = \exp(24,56 + 3,23 \cdot \ln X - 5990,67 / T). \quad (2)$$

Для оброблених 32 точок середнє відхилення розрахункових даних від довідкових складає 6,48 %.

Враховано, що рівноважний тиск CO_2 над активованим розчином аМДЕА нижче, ніж над чистим розчином МДЕА, і отримано залежність поправочного коефіцієнту K_{nonp} від ступеня карбонізації X_i та температури T_i :

$$K_{nonp_i} = 6,0455 - 15,5865 \cdot X_i + 17,8558 \cdot X_i^2 - 6,5993 \cdot X_i^3 - 6,0865 / T_i. \quad (3)$$

Таким чином, рівноважний тиск CO_2 над активованим розчином аМДЕА дорівнює, кПа:

$$P^* = \frac{P^*_{CO_2}}{K_{nonp_i}}. \quad (4)$$

Парціальний тиск CO_2 у верхній частині регенератору, кПа:

$$P^g = P_3 \cdot N(CO_2) \cdot 101325 / 1000 / 100, \\ P^g = 1,7 \cdot 81,52 \cdot 101325 / 1000 / 100 = 140,42,$$

де $N(CO_2)$ – вміст CO_2 у вологому газі на виході з регенератору (з верхньої тарілки), % об., $N(CO_2) = 81,52$ (табл. 3).

Коефіцієнт перерахунку рівноважного тиску CO_2 у робочий на весь діапазон розрахунків верхньої частини регенератору:

$$K_{пер} = P^g / P^p, \\ K_{пер} = 140,42 / 189,73 = 0,74,$$

де $P^p = 189,73$ – розрахункове значення рівноважного тиску CO_2 над розчином аМДЕА за рівнянням (2) з врахуванням поправочного коефіцієнту K_{nonp_i} за рівнянням (3) при ступені карбонізації $X_i = 0,67$ та температурі на верхній тарілці 341,61 К (68,61 °С). Зауважимо, що саме для верхньої тарілки відомі та рівноважні, та робочі парціальні тиски CO_2 над розчином аМДЕА. Завдяки коефіцієнту $K_{пер}$ 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 регенератору, прийнято саме таке рішення. Зауважимо, що розрахункові проблеми з побудовою робочої лінії процесу регенерації визначають набагато менший об'єм інформації в

порівнянні з розрахунком процесу абсорбції.

Таким чином, робочий тиск CO_2 над розчином на кожному кроці інтегрування дорівнює:

$$P_i = K_{nep} \cdot P_i^* \quad (5)$$

Крок інтегрування за робочим парціальним тиском CO_2 : $dP_i = ABS(P_{i-1} - P_i)$.

Коефіцієнт корисної дії тарілки регенератору в залежності від ступеня карбонізації розчину X , частка:

$$\eta_i = \frac{(7,48 + 57,49 \cdot X_i - 31 \cdot X_i^2)}{100} \quad (6)$$

Враховуючи $KKД$ тарілки, необхідна кількість тарілок на один крок інтегрування:

$$N_{pri} = N_{ti} / \eta_i$$

Практична кількість тарілок:

$$N_{pr} = \sum N_{pri}$$

Реалізація алгоритму надано в табл. 4. Кількість практичних тарілок дорівнює 6,99.

Таблиця 4

Визначення кількості тарілок верхньої частини регенератору (фрагмент)

№	X_i	T_i	$P_{CO_2}^*$	K_{nonp_i}	P_i^*	P_i	$P_i^* - P_i$	dP_i	$KKД_i$	N_{pri}
0	0,67	341,61	306,49	1,62	189,73	140,42	49,31	–	–	–
1	0,6636	342,43	310,01	1,62	191,46	141,71	49,76	1,28	0,32	0,081
2	0,6572	343,26	313,40	1,62	193,07	142,89	50,17	1,19	0,32	0,074
3	0,6508	344,09	316,67	1,63	194,54	143,98	50,56	1,09	0,32	0,068
4	0,6444	344,92	319,81	1,63	195,88	144,97	50,90	0,99	0,32	0,061
5	0,638	345,75	322,82	1,64	197,07	145,86	51,22	0,88	0,32	0,055
45	0,382	378,861	300,787	2,313	130,033	96,240	33,793	1,991	0,249	0,236
46	0,3756	379,689	298,356	2,345	127,255	94,184	33,071	2,056	0,247	0,252
47	0,3692	380,516	295,662	2,377	124,395	92,067	32,328	2,117	0,245	0,267
48	0,3628	381,344	292,705	2,410	121,459	89,894	31,565	2,173	0,243	0,284
49	0,3564	382,172	289,483	2,444	118,452	87,668	30,783	2,226	0,240	0,301
50	0,35	383,000	285,999	2,479	115,380	85,395	29,985	2,274	0,238	0,319
Практична кількість тарілок										6,99

Нижня частина регенератору. У нижній частині відбувається тонка

регенерація розчину за рахунок підводу теплоти в кип'ятильник. Витрати десорбованих газів відповідають їх витратам при абсорбції на стадії тонкого очищення. За результатами роботи [14] склад сухого газу надано у табл. 5.

Таблиця 5

Витрати сухого газу, абсорбованого на стадії тонкого очищення

Компонент	м ³ /год	% об.	кг/год	% мас.
H ₂	98,35	0,96	8,78	0,04
N ₂	19,97	0,19	24,96	0,12
CO ₂	10172,11	98,83	19980,93	99,82
CO	0,80	0,01	1,00	0,005
Ar	0,62	0,01	1,12	0,01
CH ₄	0,78	0,01	0,56	0,003
Всього	10292,63	100	20017,34	100

Температура парогазової суміші на виході нижньої частини регенератору дорівнює 110 °С, тиск насиченої пари складає 1,4326 атм. Вологість газу на виході, частка:

$$N_4 = \frac{P_4^*}{P} = \frac{V_4}{(V_4 + Vg)},$$

де $N_4 = 1,4326/1,7 = 0,842706$, звідки при відомому значенні витрати сухого газу ($Vg = 10292,63$ м³/год.), визначаємо витрату водяної пари на виході з сепаратору, м³/год:

$$V_4 = Vg \cdot N_4 / (1 - N_4),$$

$$V_4 = 55142,93.$$

Результати розрахунків наведено у табл. 6.

Таблиця 6

Витрати вологого газу на виході з тонкої регенерації

Компонент	м ³ /год	% об.	кг/год	% мас.
H ₂	98,35	0,15	8,78	0,01
N ₂	19,97	0,03	24,96	0,04
CO ₂	10172,11	15,55	19980,93	31,06
CO	0,80	0,001	1,00	0,002
Ar	0,62	0,001	1,12	0,002
CH ₄	0,78	0,001	0,56	0,001
H ₂ O	55142,93	84,27	44311,29	68,88
Всього	65435,56	100,00	64328,63	100,00

Парціальний робочий тиск CO₂ на виході з нижньої частини регенератору, кПа:

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

$$P^h = 1,7 \cdot 15,55 \cdot 101325 / 1000 / 100 = 27,22,$$

де $N(\text{CO}_2)$ – вміст CO_2 у вологому газі, % об., $N(\text{CO}_2) = 15,55$ (табл. 6).

Попередньо апроксимовані табличні дані [7] значень рівноважного парціального тиску $P^*_{\text{CO}_2}$ над розчином МДЕА для умов регенерації в нижній частині апарату в залежності від ступеня карбонізації розчину X_i (в діапазоні 0,1–0,35) та температури T_i десорбції (в діапазоні 373–393 К), кПа:

$$P^*_{\text{CO}_2} = \exp\left(24,47 + 2,68 \cdot \ln X - \frac{6524,41}{T}\right). \quad (7)$$

Для оброблених 12 точок середнє відхилення розрахункових даних від табличних складає 5,38 %.

Враховано, що рівноважний тиск CO_2 над активованим розчином аМДЕА нижче, ніж над чистим розчином МДЕА, і отримано залежність поправочного коефіцієнту $K_{\text{попр}_i}$ від ступеня карбонізації X_i :

$$K_{\text{попр}_i} = 8,077 - 37,195 \cdot X_i + 87,957 \cdot X_i^2 - 79,555 \cdot X_i^3. \quad (8)$$

Таким чином, рівноважний тиск CO_2 над активованим розчином аМДЕА дорівнює, кПа:

$$P^* = \frac{P^*_{\text{CO}_2}}{K_{\text{попр}_i}}.$$

Коефіцієнт перерахунку рівноважного тиску CO_2 у робочий на весь діапазон розрахунків нижньої частини регенератору:

$$K_{\text{пер}} = P^h / P_i^*,$$

$$K_{\text{пер}} = 27,22 / 113,765 = 0,23926,$$

де $P_i^* = 113,765$ – розрахункове значення рівноважного тиску CO_2 над розчином аМДЕА за рівнянням (7) з врахуванням поправочного коефіцієнту $K_{\text{попр}_i}$ за рівнянням (8) при ступені карбонізації $X_i = 0,35$ і температурі парогазової суміші на виході нижньої частини 383 К (110 °С) – дивіться першу строку табл. 7. Реалізація алгоритму розрахунку надано у табл. 7.

Кількість практичних тарілок дорівнює 6,8. Загальна кількість тарілок у регенераторі ≈ 14 . У промисловості з застосуванням розчину МЕА працюють регенератори-рекуператори, які мають 31 тарілку (22 тарілки у верхній частині та 9 тарілок у нижній) [15].

Таблиця 7

Визначення кількості тарілок нижньої частини регенератору (фрагмент)

№	X_i	T_i	$P_{CO_2}^*$	K_{nonp_i}	P_i^*	P_i	$P_i^* - P_i$	dP_i	$KKDi$	$Npri$
0	0,35	383	275,590	2,422	113,765	27,220	86,545	–	–	–
1	0,345	383,3	268,727	2,447	109,825	26,277	83,548	0,943	0,236	0,048
2	0,34	383,6	261,883	2,472	105,957	25,352	80,606	0,925	0,234	0,049
3	0,335	383,9	255,060	2,497	102,161	24,443	77,718	0,908	0,232	0,050
4	0,33	384,2	248,261	2,522	98,435	23,552	74,883	0,892	0,231	0,052
5	0,325	384,5	241,489	2,548	94,776	22,676	72,100	0,875	0,228	0,053
45	0,125	396,5	31,200	4,646	6,715	1,607	5,108	0,192	0,141	0,265
46	0,12	396,8	28,318	4,743	5,971	1,429	4,542	0,178	0,139	0,281
47	0,115	397,1	25,582	4,842	5,284	1,264	4,020	0,164	0,137	0,299
48	0,11	397,4	22,993	4,944	4,651	1,113	3,538	0,151	0,134	0,319
49	0,105	397,7	20,552	5,049	4,071	0,974	3,097	0,139	0,131	0,340
50	0,1	398	18,258	5,157	3,540	0,847	2,693	0,127	0,129	0,365
Практична кількість тарілок										6,8

Для гарантованої якості регенерації використовують 2 апарати, що підтверджено матеріалами роботи [13]. Таким чином, застосування активованого розчину аМДЕА дозволить відключити 1 апарат, що матиме значний економічний ефект. До того ж втрати цього абсорбенту на стадії регенерації менше, ніж МЕА завдяки значно вищій температурі кипіння МДЕА.

4. Висновки

Аналіз розрахунків теплового балансу показав зменшення питомої витрати теплоти на регенерацію розчину МЕА з 4,02 МДж/м³СО₂ [13] до 3,11 МДж/м³СО₂ у разі використання розчину аМДЕА. Матеріальні розрахунки показали спосіб визначення практичного парціального тиску СО₂ на виходах верхньої та нижньої частин регенератору, що дозволило отримати параметри робочої лінії для обрахунку кількості тарілок. Кількість тарілок регенератору визначена числовим інтегруванням і складає 14 тарілок, що дозволяє рекомендувати використання лише одного регенератору з двох, що задіяні у виробництві. Таким чином, математичне моделювання двосекційного регенератору підтвердило реальну можливість заміни 18 % розчину МЕА на 40 % розчину аМДЕА. Це має бути реалізовано на існуючому обладнанні та не вимагатиме зміни технологічної схеми.

Література

1. Semenova, T. A.; Semenova, T. A. (Ed.) (1977). *Ochistka tekhnologicheskikh gazov*. Moscow: Khimiia, 488.
2. Weiland, R. H., Hatcher, N. A., Nava, J. L. (2010). *Post-combustion CO₂ Capture with Amino-Acid Salts: Optimized Gas Treating*. Available at: https://www.protreat.com/files/publications/43/Manuscript_CO2_Capture_with_Amino_Acids.pdf
3. Yankovskyi, M. A., Demydenko, I. M., Melnykov, B. I., Loboiko, O. Ya.,

Korona, H. M. (2004). *Tekhnolohiia ammiaku*. Dnipropetrovsk, UDKhTU, 300.

4. Semenov, V. P.; Semenov, V. P. (Ed.) (1985). *Proizvodstvo ammiaka*. Moscow: Khimiia, 368.

5. Rufford, T. E., Smart, S., Watson, G. C. Y., Graham, B. F., Boxall, J., Diniz da Costa, J. C., May, E. F. (2012). The removal of CO₂ and N₂ from natural gas: A review of conventional and emerging process technologies. *Journal of Petroleum Science and Engineering*, 94-95, 123–154. doi: <http://doi.org/10.1016/j.petrol.2012.06.016>

6. Weiland, R. H., Hatcher, N. A., Nava, J. L. (2007). *Post-combustion CO₂ Capture with Amino-Acid Salts: Optimized Gas Treating*. Inc. Clarita. Available at: https://www.protreat.com/files/publications/43/Manuscript_CO2_Capture_with_Amino_Acids.pdf

7. Vakk, E. G., Shuklin, G. V., Leites, I. L. (2011). Poluchenie tekhnologicheskogo gaza dlia proizvodstva ammiaka, metanola, vodoroda i vysshikh uglevodorodov. *Teoreticheskie osnovy, tekhnologiia, katalizatory, oborudovanie, sistemy upravleniia*. Moscow, 480.

8. Combs, G., McGuire, L. (2010). *MDEA Based CO₂ Removal System Process Simulation*. Louisiana. Available at: <http://www.chemengservices.com/tech71.html>

9. *Aminovaia ochistka*. GazSerf. Available at: <http://gazsurf.com/ru/gazopererabotka/oborudovanie/modelnyj-ryad/item/aminovaya-ochistka>

10. Li, X., Wang, S., Chen, C. (2013). Experimental Study of Energy Requirement of CO₂ Desorption from Rich Solvent. *Energy Procedia*, 37, 1836–1843. doi: <http://doi.org/10.1016/j.egypro.2013.06.063>

11. Khan, B. A., Ullah, A., Saleem, M. W., Khan, A. N., Faiq, M., Haris, M. (2020). Energy Minimization in Piperazine Promoted MDEA-Based CO₂ Capture Process. *Sustainability*, 12 (20), 8524. doi: <http://doi.org/10.3390/su12208524>

12. Kontsevoi, A. L., Lukianchuk, T. O., Kontsevoi, S. A. (2018). Modeliuvannia reheneratsii rozchynu metyldietanolaminu. *Internauka*, 16 (56), 32–36.

13. Kontsevov, A., Kontsevoi, S. (2019). Modeling of two-flow regeneration of monoethanolamine solution. *Visnyk Cherkaskogo Derzhavnogo Tekhnologichnogo Unìversytetu. Serii: tekhnichni nauky*, 4, 96–101. doi: <http://doi.org/10.24025/2306-4412.4.2019.184512>

14. Kontsevov, A., Kontsevoi, S. (2020). Modeling of a two-flow gas purification from carbon oxides (IV) by methyldiethanolamine solution. *Technology Audit and Production Reserves*, 5 (3 (55)), 34–37. doi: <http://doi.org/10.15587/2706-5448.2020.214440>

15. *Spravochnik azotchika: Fiziko-khimicheskie svoistva gazov i zhidkosti. Proizvodstvo tekhnologicheskikh gazov. Ochistka tekhnologicheskikh gazov. Sintez ammiaka* (1986). Moscow: Khimiia, 512.