

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
просп. Перемоги, 37, м. Київ, 03056, Україна

МОДЕЛЮВАННЯ ДВОПОТОКОВОГО ОЧИЩЕННЯ ГАЗУ ВІД ОКСИДУ КАРБОНУ (IV) РОЗЧИНОМ МОНОЕТАНОЛАМІНУ

Представлено алгоритм розрахунку матеріального і теплового балансів у середовищі Excel з варіюванням концентраційних параметрів по газу і розчину. Особливість розрахунку полягає у визначенні концентрації CO_2 у газі після «грубого» очищення для отримання приблизно рівних витрат тонко і грубо регенованого розчинів в абсорбтері. Апроксимовано залежності рівноважного парціального тиску CO_2 над розчином моноетаноламіну відповідно до ступеня карбонізації, концентрації розчину та температури. Числовим інтегруванням розраховано кількості секцій у двосекційному тарілчастому абсорбтері.

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

Вступ. Для отримання аміаку необхідно реалізувати кілька послідовних стадій виробництва технологічного газу. Одна з цих стадій полягає в очищенні технологічного газу від оксиду карбону (IV) абсорбційними методами, насамперед, розчином моноетаноламіну (одно- і двопотокові схеми для потужності за аміаком 600 і 1360 т/добу, відповідно) або активованим гарячим розчином поташу (двопотокова схема). Хімізм очищення і порівняльний аналіз методів очищення достатньо повно надано в роботах [1–3]. Перспективним для українських виробництв є метод очищення активованим розчином метилдіетаноламіну [4, 5].

Як об'єкт моделювання нами вибрана двопотокова схема очищення технологічного газу від CO_2 розчином моноетаноламіну (МЕА) з регенерацією відпрацьованого розчину у двох паралельно працюючих регенераторах-рекуператорах [6–8]. Особливість цієї схеми полягає у вимозі підтримувати приблизно однакові витрати тонко і грубо регенованого розчину. Запропонований нами алгоритм значно відрізняється від розрахунку [9] за змістом і обсягом.

Мета роботи: розробка алгоритму і виконання багатоваріантних матеріальних, теплових і конструктивних розрахунків у середовищі Excel, що враховують коливання технологічного режиму за температурою, концентраціями газової і рідкої фаз у різних точках абсорбера.

Вихідні дані. За нашим алгоритмом для двопотокової схеми очищення газу продуктивністю за аміаком 1360 т/добу розраховано матеріальні, теплові баланси абсорбції та тарілчастий абсорбер з наступними вихідними даними. Витрата конвертованого газу, що подається на очищення, $V_{\text{к.г.}} = 206000 \text{ м}^3/\text{год}$. Температура МЕА на вході $T_{\text{вх}} = 313 \text{ К}$. Концентрація МЕА на вході в абсорбер $S_{\text{МЕА}} = 20 \text{ \% мас.}$ Кінцева концентрація CO_2 $W_{\text{к}}(\text{CO}_2) = 0,01 \text{ \%}$. Тиск в абсорбтері $P_{\text{абс}} = 28 \text{ атм}$. Концентрація компонентів у вихідній сухій газовій суміші, $\text{\% об.}$: $W(\text{CO}_2) = 17,36$; $W(\text{CO}) = 0,5$; $W(\text{H}_2) = 61,64$; $W(\text{CH}_4) = 0,3$; $W(\text{N}_2) = 19,95$; $W(\text{Ar}) = 0,25$. Ступінь карбонізації розчину МЕА, кмоль $\text{CO}_2/\text{кмоль МЕА}$: на вході на стадію «тонкого» очищення $\alpha_{2\text{в}} = 0,1$; на виході зі стадії $\alpha_{2\text{н}} = 0,35$; на вході на стадію «грубого» очищення $\alpha_{1\text{в}} = 0,35$; на виході $\alpha_{1\text{н}} = 0,67$. Вміст CO_2 на виході зі стадій, $\text{\% об.}$: «грубого» очищення, $s(\text{CO}_2)_1$ – невідоме і підібрано багатоваріантним розрахунком значення 5,64; «тонкого» очищення, $s(\text{CO}_2)_2 = 0,01$.

Розрахунок матеріального балансу. Далі надано алгоритм розрахунків і таблиці матеріального балансу у різних точках абсорбера з урахуванням розчинності компонентів газової суміші у розчині. Таблиця 1 містить дані для подальших розрахунків.

Таблиця 1 – Склад вихідного сухого конвертованого газу

Компонент	м ³ /год	% об.	кг/год	% мас.
H ₂	126978,4	61,64	11337,36	8,361
N ₂	41097	19,95	51371,25	37,884
CO ₂	35761,6	17,36	70246	51,803
CO	1030	0,5	1287,5	0,949
Ar	515	0,25	919,6429	0,678
CH ₄	618	0,3	441,4286	0,326
Всього	206000	100	135603,2	100

Витрата CO₂ з газом після стадії «грубо-го» очищення $V(CO_2)_1$, м³/год:

$$V(CO_2)_1 = \frac{c(CO_2)_1 \cdot V_{к.з.} - V(CO_2) \cdot c(CO_2)_1}{100 - c(CO_2)_1} =$$

$$= \frac{5,64 \cdot 206000 - 35761,6 \cdot 5,64}{100 - 5,64} = 10175,3,$$

масова витрата, кг/год:

$$m(CO_2)_1 = V(CO_2)_1 \cdot \rho(CO_2) =$$

$$= 10175,3 \cdot 1,964 = 19987,3.$$

Витрата CO₂ у конвертованому газі після стадії «тонкого» очищення, м³/год:

$$V(CO_2)_2 = \frac{c(CO_2)_2 \cdot V_{к.з.} - V(CO_2) \cdot c(CO_2)_2}{100 - c(CO_2)_2} =$$

$$= \frac{0,01 \cdot 206000 - 35761,6 \cdot 0,01}{100 - 0,01} = 17,01,$$

масова витрата, кг/год:

$$m(CO_2)_2 = V(CO_2)_2 \cdot \rho(CO_2) =$$

$$= 17,01 \cdot 1,964 = 33,41.$$

На стадії «тонкого» очищення MEA поглинає:

$$\alpha(CO_2) = \alpha_{2н} - \alpha_{2в} =$$

$$= 0,35 - 0,1 = 0,25 \text{ кмоль / кмоль MEA},$$

$$n(CO_2) = \alpha(CO_2) \cdot M(CO_2) =$$

$$= 0,25 \cdot 44 = 11,00 \text{ кг / кмоль MEA}.$$

Витрата абсорбованого CO₂ у верхній секції дорівнює, кг/год:

$$m(CO_2) = m(CO_2)_1 - m(CO_2)_2 =$$

$$= 19987,3 - 33,41 = 19953,89.$$

Для досягнення необхідного ступеня очищення необхідного тонко регенерованого MEA:

$$n(MEA) = \frac{m(CO_2)}{n(CO_2)} =$$

$$= \frac{19953,89}{11} = 1814 \text{ кмоль / год},$$

$$m(MEA)_{м.р.} = n(MEA) \cdot M(MEA) =$$

$$= 1814 \cdot 61 = 110653 \text{ кг / год}.$$

Отже, витрати чистого 20 %-го розчину MEA і води становлять, відповідно, кг/год:

$$m(MEA)_{р-ну м.р.} = \frac{m(MEA)_{м.р.} \cdot 100}{c(MEA)} =$$

$$= \frac{110653 \cdot 100}{20} = 553264.$$

$$m(H_2O)_{м.р.} = m(MEA)_{р-ну м.р.} - m(MEA)_{м.р.} =$$

$$= 553264 - 110653 = 442611.$$

Кількість CO₂ у розчині MEA на вході стадії «тонкого» очищення:

$$n(CO_2)_{р-ну} = \alpha_{2в} \cdot n(MEA) =$$

$$= 0,1 \cdot 1814 = 181,4 \text{ кмоль CO}_2 / \text{год},$$

$$m(CO_2)_{м.р.} = n(CO_2) \cdot M(CO_2) =$$

$$= 181,4 \cdot 44 = 7981,5 \text{ кг CO}_2 / \text{год}.$$

У подальших конструктивних розрахунках абсорбера практична витрата вихідного тонко регенерованого розчину виражена як, кг/год:

$$L_2 = m(MEA)_{р-ну м.р.} + m(CO_2)_{м.р.} =$$

$$= 553264 + 7981,5 = 561246,5.$$

На стадії «грубого» очищення 1 кмоль MEA, що є сумішшю розчину після «тонкого» очищення і вихідного грубо регенерованого розчину (обидва потоки мають характеристики грубо регенерованого розчину – однакові ступені карбонізації), поглинає:

$$\begin{aligned}\alpha(CO_2) &= \alpha_{1n} - \alpha_{16} = \\ &= 0,67 - 0,35 = 0,32 \text{ кмоль / кмоль MEA}, \\ n(CO_2) &= \alpha(CO_2) \cdot M(CO_2) = \\ &= 0,32 \cdot 44 = 14,08 \text{ кг / кмоль MEA}.\end{aligned}$$

Кількість CO_2 , яку необхідно видалити на стадії «грубого» очищення:

$$\begin{aligned}m(CO_2)_{p1} &= m(CO_2)_{поч} - m(CO_2)_1 = \\ &= 70246 - 19987,3 = 50258,7 \text{ кг / год}.\end{aligned}$$

($m(CO_2)_{поч}$ – див. табл. 1).

$$\begin{aligned}V(CO_2)_{p1} &= \frac{m(CO_2)_{p1}}{44} \cdot 22,4 = \\ &= \frac{50258,7}{44} \cdot 22,4 = 25586,3 \text{ м}^3 / \text{год}.\end{aligned}$$

Отже, для досягнення необхідного ступеня очищення необхідно:

$$\begin{aligned}n(MEA) &= \frac{m(CO_2)_{1p}}{n(CO_2)} = \\ &= \frac{50258,7}{14,08} = 3569,5 \text{ кмоль / год}, \\ m(MEA)_{з.р.} &= n(MEA) \cdot M(MEA) = \\ &= 3569,5 \cdot 61 = 217740 \text{ кг / год}.\end{aligned}$$

Витрата чистого 20 %-го розчину грубо регенерованого розчину MEA становить, кг/год:

$$\begin{aligned}m(MEA)_{р-ну з.р.} &= \frac{m(MEA) \cdot 100}{c(MEA)} = \\ &= \frac{217740 \cdot 100}{20} = 1088701.\end{aligned}$$

Витрата води у вихідному розчині, кг/год:

$$\begin{aligned}m(H_2O)_{з.р.} &= m(MEA)_{р-ну з.р.} - m(MEA)_{з.р.} = \\ &= 1088701 - 217740 = 870961.\end{aligned}$$

Кількість CO_2 , що міститься у розчині MEA:

$$\begin{aligned}n(CO_2)_{з.р.} &= \alpha_2 \cdot n(MEA) = \\ &= 0,35 \cdot 3569,5 = 1249,3 \text{ кмоль } CO_2 / \text{год}, \\ m(CO_2)_{з.р.} &= n(CO_2)_{з.р.} \cdot M(CO_2) = \\ &= 1249,3 \cdot 44 = 54970 \text{ кг } CO_2 / \text{год}\end{aligned}$$

У подальших конструктивних розрахунках абсорбера загальна кількість грубо регенерованого розчину (зі ступенем карбонізації 0,35) на зрошення нижньої секції абсорбера з

урахуванням CO_2 , абсорбованого при перебігу тонкого очищення, виражена наступним рівнянням, кг/год:

$$\begin{aligned}L_1 &= m(MEA)_{р-ну з.р.} + m(CO_2)_{з.р.} = \\ &= 1088701 + 54970 = 1143671.\end{aligned}$$

В останньому розрахунку у першому наближенні не враховано незначні витрати компонентів конвертованого газу, абсорбованих на стадії тонкого очищення. Отже, витрата саме грубо регенерованого потоку, що подається з регенератора, дорівнює різниці витрат розчину на вході на грубо очищення і розчину на виході з тонкого очищення, кг/год:

$$\begin{aligned}L &= L_1 - (L_2 + m(CO_2)) = \\ &= 1143671 - (561246,5 + 19953,89) = 562470,6.\end{aligned}$$

Досягнуто приблизну рівність витрати тонко і грубо регенерованого розчинів в абсорбер: $L \approx L_2$.

Розрахунок фізичної абсорбції компонентів газу базується на їх розчинності SI у воді за атмосферного тиску і температури $t = T - 273 = 313 - 273 = 40^\circ C$, m^3/m^3 :

водень $SH = 0,02 - 0,0001 \cdot t$;

азот $SN = 0,022 - 0,0003 \cdot t$;

оксид карбону (II) $SCO = 0,032 - 0,0004 \cdot t$;

аргон $SA = 0,041 - 0,0004 \cdot t$;

метан $SM = 0,034 - 0,0002 \cdot t$.

На стадії «грубого» очищення поглинається водою (концентрації компонентів $c(I)$ відповідають даним таблиці 1, % об.), $m^3/\text{год}$: водню

$$V(H_2)_{p1} = \frac{SH \cdot P \cdot c(H_2) \cdot V(H_2O)}{100} = 240,5,$$

$$\text{де } V(H_2O) = m(H_2O)_{з.р.} / 1000, \text{ м}^3 / \text{год}.$$

Аналогічні розрахунки для азоту, оксиду карбону (II), аргону і метану. Результати цих розрахунків враховано у таблиці 2.

Додатково на стадії «тонкого» очищення поглинається (концентрації $c(I)_2$ відповідають даним таблиці 2, % об.), $m^3/\text{год}$: водню

$$V(H_2)_{2p} = \frac{SH \cdot P \cdot c(H_2)_2 \cdot V(H_2O)_2}{100} = 139,5,$$

$$\text{де } V(H_2O)_2 = m(H_2O)_{м.р.} / 1000, \text{ м}^3 / \text{год}.$$

Аналогічно для азоту, оксиду карбону (II), аргону і метану. Результати розрахунків враховано у таблиці 3.

Таблиця 2 – Склад сухого конвертованого газу після стадії «грубого» очищення

Компонент	м ³ /год	% об.	кг/год	% мас.
H ₂	126737,9	70,36	11315,9	13,27
N ₂	41048,4	22,79	51310,4	60,18
CO ₂	10175,3	5,64	19987,3	23,44
CO	1028,0	0,57	1285,1	1,51
Ar	513,5	0,29	916,9	1,08
CH ₄	616,1	0,34	440,1	0,52
Всього	180119,2	100	85255,6	100

Таблиця 3 – Склад сухого конвертованого газу після стадії «тонкого» очищення

Компонент	м ³ /год	% об.	кг/год	% мас.
H ₂	126598,4	74,56	11303,4	17,32
N ₂	41020,1	24,16	51275,1	78,58
CO ₂	17,0	0,01	33,4	0,05
CO	1026,9	0,60	1283,6	1,97
Ar	512,6	0,30	915,3	1,40
CH ₄	615,0	0,36	439,3	0,67
Всього	169790,0	100	65250,3	100

У таблицях 4 і 5 умовно не враховано хімічну взаємодію CO₂ з MEA з утворенням карбонатів і гідрокарбонатів. Кількість оксиду карбону (IV) у розчині надається у вигляді окремої статті. Саме тому концентрація MEA

у вихідному розчині не дорівнює 20 % – при реалізації циклічного процесу за MEA у робочому розчині завжди наявний CO₂ у формі карбонату.

Таблиця 4 – Матеріальний баланс процесу «тонкого» очищення по розчину

Надходження MEA			Витрата MEA		
Компонент	кг/год	% мас.	Компонент	кг/год	% мас.
Розчин MEA, в т.ч.	561246,6	100	Розчин MEA, в т.ч.	581251,94	100
MEA	110653,0	19,72	MEA	110653,01	19,0370
H ₂ O	442612,0	78,86	H ₂ O	442612,04	76,1481
CO ₂	7981,5	1,42	CO ₂	27935,35	4,8061
			H ₂	12,46	0,0021
			N ₂	35,30	0,0061
			CO	1,41	0,0002
			Ar	1,58	0,0003
			CH ₄	0,79	0,0001

Таблиця 5 – Матеріальний баланс процесу «грубого» очищення по розчину

Надходження MEA			Витрата MEA		
Компонент	кг/год	%	Компонент	кг/год	%
1	2	3	4	5	6
Розчин MEA в т.ч.	1143723,34	100	Розчин MEA в т.ч.:	1193713,00	100
MEA	217740,26	19,038	MEA	217740,26	18,2406
H ₂ O	870961,04	76,151	H ₂ O	870603,16	72,9324
CO ₂	54970,49	4,80628	CO ₂	105229,23	8,8153
H ₂	12,46	0,00109	H ₂	33,93	0,0028

Продовження таблиці 5

1	2	3	4	5	6
N ₂	35,30	0,00309	N ₂	96,12	0,0081
CO	1,41	0,00012	CO	3,85	0,00032
Ar	1,58	0,00014	Ar	4,30	0,00036
CH ₄	0,79	0,00007	CH ₄	2,15	0,00018

Розрахунок теплового балансу абсорбції. Вихідні дані: температура тонко і грубо регенованого розчину МЕА на вході в абсорбер, відповідно, К: $T_{\text{поч.1}} = 313$, $T_{\text{поч.2}} = 313$ К; тепловий ефект абсорбції: $Q = 1507$ кДж/кг CO₂; середня теплоємність розчину МЕА: $c = 4$ кДж/(кг·К); коефіцієнт втрат теплоти: 0,95.

Температура розчину МЕА на виході із стадії «тонкого» очищення, К:

$$T_{\text{вих.1}} = T_{\text{поч.1}} + \frac{V(\text{CO}_2)_{\text{поглин.}} \cdot 44 \cdot Q}{22,4 \cdot c \cdot m(\text{МЕА})_{\text{р-нут.р.}}} \cdot 0,95.$$

$$T_{\text{вих.1}} = 313 + \frac{10158,33 \cdot 44 \cdot 1507}{22,4 \cdot 4 \cdot 561246,6} \cdot 0,95 = 325,7.$$

Пояснення: за даними таблиць 2 і 3 поглинається CO₂, м³/год:

$$V(\text{CO}_2)_{\text{поглин.}} = 10175,33 - 17 = 10158,33.$$

Температура суміші розчинів $T_{\text{сх2}}$ на вході на стадію «грубого» очищення розраховується за правилом змішувача за витратами розчину після тонкого очищення і грубо регенованого розчину з регенератора і дорівнює 319,5 К. Розрахунок температури розчину МЕА зі стадії «грубого» очищення виконується аналогічно за вищенаведеною формулою і дорівнює 335,2 К, при цьому об'ємна витрата абсорбованого CO₂ визначається за даними таблиць 1 і 2.

Кінетичний розрахунок абсорбера.

В агрегаті синтезу аміаку потужністю 1360 т/добу працює двосекційний тарілчастий абсорбер. Розрахунок тарілчастого абсорбера зводиться до визначення кількості тарілок у верхній та нижній частинах абсорбера, що зрошуються тонко і грубо регенованим розчином МЕА, відповідно. Для цього виконується числове інтегрування виразу:

$$N = \int_{P_1}^{P_2} \frac{dP}{P - P^*}, \text{ де } P - \text{робочий тиск CO}_2,$$

Па; P^* – рівноважний тиск, CO₂, Па.

Верхня частина абсорбера. Вихідні дані.

Тиск в абсорбері: $P = 2,8$ МПа. Концентрація CO₂: на виході з верхньої частини абсорбера

$C_{\text{вих}} = 0,01$ % об.; на вході у верхню частину абсорбера $C_{\text{вх}} = c(\text{CO}_2)_1 = 5,64$ % об.; Ступінь карбонізації розчину МЕА: на вході у верхню частину абсорбера $\alpha_1 = 0,1$; на виході з верхньої частини абсорбера $\alpha_2 = 0,35$; Температура розчину МЕА: на вході у верхню частину абсорбера $T_1 = 313$ К; на виході з верхньої частини абсорбера $T_2 = 325,7$ К; Кількість кроків інтегрування $n = 50$.

Алгоритм розрахунку. Парціальний тиск CO₂ над розчином МЕА у верхньому перерізі верхньої частини абсорбера, Па:

$$P_{\text{г}} = P \cdot C_{\text{вих}} / 100; P_{\text{г}} =$$

$$= 2,8 \cdot 10^6 \cdot 0,01 / 100 = 280.$$

Парціальний тиск CO₂ над розчином МЕА у нижньому перерізі верхньої частини абсорбера, Па:

$$P_{\text{н}} = P \cdot C_{\text{вх}} / 100; P_{\text{н}} =$$

$$= 2,8 \cdot 10^6 \cdot 5,64 / 100 = 157920.$$

Крок інтегрування:

$$dP = (P_{\text{н}} - P_{\text{г}}) / n =$$

$$= (157920 - 280) / 50 = 3152,8$$

Зміна концентрації CO₂ у газі на один крок інтегрування, % об:

$$dC = (C_{\text{вх}} - C_{\text{вих}}) / n =$$

$$= (5,64 - 0,01) / 50 = 0,113.$$

Зміна ступеня карбонізації на один крок інтегрування:

$$d\alpha = (\alpha_2 - \alpha_1) / n =$$

$$= (0,35 - 0,1) / 50 = 0,005.$$

Зміна температури розчину МЕА на один крок інтегрування, К:

$$dT = (T_2 - T_1) / n =$$

$$= (325,7 - 313) / 50 = 0,2545.$$

Концентрація CO₂ у конвертованому газі, % об.: $C_i = C_{i-1} + dC$.

Температура розчину МЕА, К:

$$T_i = T_{i-1} + dT.$$

Ступінь карбонізації розчину МЕА:

$$\alpha_i = \alpha_{i-1} + d\alpha.$$

Рівноважний тиск CO_2 над розчином МЕА при $\alpha < 0,5$ розраховують за нашим апроксимаційним рівнянням довідкових даних [10], Па:

$$P_{li} = 10^3 \cdot e^{(34,68 + 2,682925 \cdot \ln \alpha_i - 0,0422613 \cdot C_{\text{МЕА}} - 10672,8/T_i)},$$

Парціальний тиск CO_2 у конвертованому газі, Па: $P_{ni} = P_{ni-1} + dP$.

Необхідна кількість тарілок на один крок інтегрування: $N_i = dP / (P_{ni} - P_{li})$.

Теоретична кількість тарілок для верхньої частини абсорбера: $N_{\text{теор}} = \sum N_i$.

Реалізація алгоритму представлена у таблиці 6. Враховуючи ККД тарілки $\eta_T = 0,5$, необхідна кількість тарілок:

$$N1 = N_{\text{теор}} / 0,5 = 8,73.$$

Нижня частина абсорбера. Вихідні дані. Тиск в абсорбері: $P = 2,8$ МПа. Концентрація CO_2 : на виході з нижньої частини абсорбера $C_{\text{вих}} = c(\text{CO}_2)_1 = 5,64$ % об.; на вході у нижню частину абсорбера

$C_{\text{вх}} = c(\text{CO}_2) = 17,36$ % об.; ступінь карбонізації розчину МЕА: на вході у нижню частину абсорбера $\alpha_1 = 0,35$; на виході з нижньої частини абсорбера $\alpha_2 = 0,67$. Температура розчину МЕА: на вході у нижню частину абсорбера $T_1 = 319,5$ К; на виході з нижньої частини абсорбера $T_2 = 335,2$ К. Кількість кроків інтегрування $n = 50$.

Алгоритм розрахунку аналогічний раніше наведеному. Рівноважний тиск CO_2 над розчином МЕА в цій частині абсорбера (використовується функція *Если*). Па:

при $\alpha < 0,5$, Па:

$$P_{li} = 10^3 \cdot e^{(34,68 + 2,682925 \cdot \ln \alpha_i - 0,0422613 \cdot C_{\text{МЕА}} - 10672,8/T_i)},$$

при $\alpha > 0,5$, Па:

$$P_{li} = 10^3 \cdot e^{(22,44509 + 8,577414 \cdot \ln \alpha_i + 0,0800379 \cdot C_{\text{МЕА}} - 5117,64/T_i)}.$$

Реалізація алгоритму представлена у таблиці 7. Враховуючи ККД тарілки $\eta_T = 0,5$, необхідна кількість тарілок:

$$N2 = N_{\text{теор}} / 0,5 = 2,41.$$

Таблиця 6 – Розрахунок кількості тарілок верхньої частини абсорбера (фрагмент)

№	α_i	T_i	P_i	C_i	P_{Ni}	N_i
1	0,105	313,254	1,868	0,123	3432,800	0,919
2	0,110	313,509	2,176	0,235	6585,600	0,479
3	0,115	313,763	2,520	0,348	9738,400	0,324
48	0,340	325,216	153,020	5,415	151614,400	0,021
49	0,345	325,470	163,268	5,527	154767,200	0,020
50	0,350	325,725	174,098	5,640	157920,000	0,020
					$N_{\text{теор}} = \sum N_i =$	4,365

Таблиця 7 – Розрахунок кількості тарілок нижньої частини абсорбера (фрагмент)

№	α_i	T_i	P_i	C_i	P_{Ni}	$N_{i\text{теор}}$
1	0,356	319,781	99,410	5,874	164483,200	0,040
2	0,363	320,096	107,749	6,109	171046,400	0,038
3	0,369	320,411	116,682	6,343	177609,600	0,037
48	0,657	334,566	172134,344	16,891	472953,600	0,022
49	0,664	334,880	189761,582	17,126	479516,800	0,023
50	0,670	335,195	209021,442	17,360	486080,000	0,024
					$N_{\text{теор}} = \sum N_i =$	1,207

Загальна необхідна кількість тарілок в абсорбері:

$$N = N1 + N2 = 8,73 + 2,41 = 11,14.$$

У промисловому абсорбері кількість тарілок дорівнює 15 [4], що свідчить про достовірність алгоритму розрахунку.

Висновки. Запропонований алгоритм матеріального, теплового та конструктивного розрахунків може бути використаний для аналізу роботи діючих виробництв, а також буде корисним для студентів при навчальному проектуванні процесу очищення технологічного газу.

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* [Online]: Optimized Gas Treating, Inc. Clarita, OK 74535, USA. 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'янчук, та С. А. Концевой, "Моделювання очищення газу від оксиду карбону (IV) розчином метилдіетаноламіну". *Інтернаука: міжнар. наук. журн.*, № 15 (55), с. 28-32, 2018.
- [5] А. Л. Концевой, Т. О. Лук'янчук, та С. А. Концевой, "Моделювання регенерації 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 углеводородов. Теоретические основы, технология, катализаторы, оборудование, системы управления*. 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] О. Я. Лобойко, Л. Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, та І. О. Слабун, *Методи розрахунків у технології неорганічних виробництв: Ч. 1. Зв'язаний азот: підручник* / за ред. О. Я. Лобойко та Л. Л. ТОВАЖНЯНСЬКОГО. Харків: НТУ ХПІ, 2001.
- [10] *Справочник азотчика: Физико-химические свойства газов и жидкостей. Производство технологических газов.*

Очистка технологических газов. Синтез аммиака. 2 изд., перераб. Москва: Химия, 1986.

References

- [1] T. A. Semenova, *Process gas purification*. Moscow: Himiya, 1977 [in Russian].
- [2] Ralph H. Weiland, Nathan A. Hatcher, and Jaime L. Nava, *Post-combustion CO₂ capture with amino-acid salts* [Online]: Optimized Gas Treating, Inc. Clarita, OK 74535, USA. 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> [in Russian].
- [4] A. L. Kontsevoi, T. O. Lukianchuk, and S. A. Kontsevoi, "Modeling of gas purification from carbon oxide (IV) by methyl-diethanolamine solution". *Internauka: Internat. sci. journ.*, no. 15 (55), pp. 28-32, 2018 [in Ukrainian].
- [5] A. L. Kontsevoi, T. O. Lukianchuk, and S. A. Kontsevoi, "Modeling of methyl-diethanolamine solution regeneration". *Internauka: Internat. sci. journ.*, no. 16 (56), pp. 32-36, 2018 [in Ukrainian].
- [6] E. G. Vakk, G. V. Shuklin, and I. L. Leytes. *Obtaining of process gas for the production of ammonia, methanol, hydrogen and higher hydrocarbons. Theoretical fundamentals, technology, catalysts, equipment, control systems: textbook*. Moscow, 2011 [in Russian].
- [7] M. A. Yankovskyi, I. M. Demydenko, B. I. Melnykov, O. Ia. Loboiko, and H. M. Korona, *Ammonia technology: textbook*. Dnipropetrovsk: UDKhTU, 2004 [in Ukrainian].
- [8] V. P. Semenov, *Ammonia production*. Moscow: Himiya, 1985 [in Russian].
- [9] O. Ya. Loboiko, L. L. Tovazhnianskyi, and I. O. Slabun, *Calculation methods in inorganic matter technology: Part 1. Fixed nitrogen: textbook*. Kharkiv: NTU KhPI, 2001 [in Ukrainian].
- [10] *Reference book for nitrogen specialists: physical and chemical properties of gases and liquids. Process gas production. Process gas estimation. Ammonia synthesis*, 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 Kyiv Polytechnic Institute
Peremogy ave., 37, Kyiv, 03056, Ukraine

MODELING OF TWO-FLOW GAS PURIFICATION FROM CARBON MONOXIDE (IV) BY MONOETHANOLAMINE SOLUTION

A two-flow scheme for gas purification from CO₂ by monoethanolamine (MEA) solution and by waste solution regeneration in two simultaneous recuperators is the object of the simulation, the productivity of ammonia is 1360 tons/day. Our algorithm takes into account the temperature fluctuations, component concentrations in gas and liquid phases at different points of the absorber.

The algorithm is implemented in Excel environment. The peculiarity of the calculation consists in the selection of CO₂ concentration in the gas after "rough" purification to obtain approximately equal flows of finely and roughly recovered solutions in the absorber. For kinetic calculation of the absorber, the reference dependences of the equilibrium partial pressure of CO₂ over the MEA solution are approximated, depending on the degree of carbonization, the temperature and CO₂ concentration in the solution. The number of plates in two-section plate absorber is calculated by numerical integration.

The control calculation is performed with the following initial data. The consumption of converted gas supplied for purification is 206000 m³/hour. The MEA temperature at the inlet is 313 K. The concentration of the MEA at the inlet of the absorber – 20 % by mass. The final concentration of CO₂ is 0.01 %. The pressure in the absorber – 2.8 MPa. The concentration of the components in the dry gas mixture, % vol.: CO₂ – 17.36; CO – 0.5; H₂ – 61.64; CH₄ – 0.3; N₂ – 19.95; Ar – 0.25.

The concentration of CO₂ at the outlet, % vol.: after "rough" purification was unknown and is selected by multivariate calculation – 5.64; after "fine" purification is 0.01.

This algorithm can be used to analyze the performance of existing plants, and will also be useful for students' learning the design of process gas purification schemes.

Keywords: process gas, carbon oxide (IV), monoethanolamine, kinetics and thermodynamics of absorption, plate absorber.