

Завдання на розрахунок абсорбера

Розрахувати абсорбер для поглинання CO_2 з повітряної суміші водним розчином моноетаноламіном (МЕА) за наступних умов:

- 1) продуктивність з газу при нормальних умовах $G_{н.у.}=20000 \text{ м}^3/\text{год}$;
- 2) концентрація с на вході у абсорбер $y_1=25\%$ (об.), на виході з абсорбера $y_2=1,25\%$ (об.)
- 3) кількість МЕА в розчині $B_0=2,5 \text{ кмоль/м}^3$;
- 4) ступінь карбонізації (молярне відношення $\text{CO}_2:\text{МЕА}$) в розчині, який надходить, $\alpha_2=0,15$, що відповідає оптимальному режиму роботи десорбера;
- 5) абсорбція ізотермічна, середня температура потоків в абсорбері $t=40^\circ\text{C}$;
- 6) тиск газу на вході в абсорбер $0,1 \text{ МПа}$.

2.1 Маса речовини ,яка поглинається, і витрата поглинача

Аналіз роботи промислового, насадочного моноетаноламінного абсорбера при атмосферному тиску показує, що ступінь карбонізації розчину на виході з колони діаметром 3,6 м складає $0,393 \div 0,412$. Задамо середнє значення $a_I=0,4$. Оскільки $a_I < 0,5$, то реакцію між CO_2 та МЕА можна розглядати як швидко необоротну реакцію, яка протікає згідно рівнянню (1).

Концентрація вільного (не зв'язаного з CO_2) МЕА, що поступає в колону рідини:

$$B_2 = B_0(1 - qd_2) = 2,5(1 - 2 \cdot 0,15) = 1,75 \text{ кмоль/м}^3$$

Концентрація продуктів реакції $[\text{RHC}\text{OO}^-] = [\text{RNH}_3^+] = 2,5 \cdot 0,15 = 0,375 \text{ кмоль/м}^3$

Ступінь вилучення CO_2 з газу:

$$\varphi = 1 - \frac{y_2}{y_1} = 1 - \frac{1,25}{25} = 0,95$$

Усі змінні з індексом “1” відносяться до нижнього перетину колони, з індексом “2” до верхнього перетину колони.

Кількість CO_2 за нормальних умов:

$$W_A = G_1 y_1 \varphi = 20000 \cdot 0,25 \cdot 0,95 = 4750 \text{ м}^3/\text{год}$$

або

$$W_A = \frac{4750}{22,4} = 212 \text{ кмоль/год}$$

Витрата водного розчину МЕА

$$L = \frac{W_A}{(\alpha_1 - \alpha_2)B_0} = \frac{212}{(0,4 - 0,15)} = 340 \text{ м}^2/\text{год}$$

або

$$L = \frac{340 \cdot \rho_p}{M_p} = \frac{340 \cdot 1000}{20} = 17000 \text{ кмоль/год}$$

Густина розчину МАЕ ρ_p практично дорівнює густині води [4], А молярна маса розчину складає [1]

$$M_p = \frac{\rho_p M_{\text{H}_2\text{O}}}{\rho_p + (M_{\text{H}_2\text{O}} - M_k)B_2} = \frac{1000 \cdot 18}{1000 + (18 - 61)} = 20 \text{ кг/кмоль}$$

де $M_k=61$ кг/кмоль – молярна маса МЕА

Концентрація вихідної рідини:

$$B_1 = B_2 - \frac{qW_A}{L} = 1,75 - \frac{2 \cdot 212}{340} = 0,5 \text{ кмоль/м}^3$$

$$[\text{RNHCOO}^-]_1 = [\text{RNH}_3^+] = 0,375 + \frac{W_A}{L} = 0,375 + \frac{212}{340} = 1 \text{ кмоль/м}^3$$

Ступінь карбонізації вихідної рідини

$$\alpha_1 = \frac{1}{2,5} = 0,4,$$

що співпадає з прийнятим раніше значенням.

Витрата газу при робочих умовах:

$$G = G_{\text{н.у.}} \cdot \frac{T}{T_0} = 20000 \cdot \frac{313}{273} = 23930 \text{ м}^3/\text{год}$$

або

$$G = \frac{23930 \cdot \rho_p}{M_p} = \frac{23930 \cdot 1,27}{32,7} = 930 \text{ кмоль/год}$$

де, $M_r = M_{\text{CO}_2} y_1 + M_{\text{пов}}(1 - y_1) = 44 \cdot 0,25 + 29 \cdot (1 - 0,25) = 32,7 \text{ кг/моль}$,

$M_{\text{CO}_2} = 44 \text{ кг/моль}$, $M_{\text{пов}} = 29 \text{ кг/моль}$ – молярні маси CO_2 та повітря. $\rho_p = \frac{M_r}{22,4} \cdot \frac{T_0}{T} =$

$$\frac{32,7}{22,4} \cdot \frac{273}{313} = 1,27 \text{ кг/кмоль}.$$

Питома витрата поглиначи

$$l = \frac{L}{G} = \frac{17000}{930} = 18.3$$

Швидкість газу та діаметр абсорбера

Гранична швидкість газу, вище якої відбувається захльобування насадочного абсорбера відповідає рівнянню

$$\lg \left[\frac{w_{\text{пр}}^2 f}{g \varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_r}{\rho_p} \left(\frac{\mu_p}{\mu_{\text{пов}}} \right)^{0,16} \right] = a - b \left(\frac{\bar{L}}{\bar{G}} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot \left(\frac{\rho_r}{\rho_p} \right)^{\frac{1}{8}}$$

В якості насадки для абсорбера використовують кільця Рашига внавал розміром $50 \times 50 \times 5 \text{ мм}$, $\varepsilon = 0,758$, $d_{\text{экв}} = 0,035 \text{ м}$, $a = -0,073$, $b = 1,75$.

В'язкість рідини $\mu_p = 0,656 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ приймаємо рівною в'язкості води при 40°C . В'язкість води $\mu_v = 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ при 20°C . Витрата рідини.

Витрата газу.

$$\lg \left[\frac{w_{\text{пр}}^2 \cdot 90}{9,8 \cdot 0,785^3} \cdot \frac{1,27}{1000} \left(\frac{0,656 \cdot 10^3}{10^{-3}} \right)^{0,16} \right] = -0,073 - 1,75 \left(\frac{94,4}{8,4} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot \left(\frac{1,27}{1000} \right)^{\frac{1}{8}}$$

Вирішуючи це рівняння отримуємо $w_{\text{пр}} = 1,3 \text{ м/с}$.

Розчин МЕА у воді являється рідиною, що піниться [5], в зв'язку з чим робочу швидкість газу змінюється рівній 0,5 від питомої.

Діаметр абсорбера знаходимо з рівняння витрати

$$d = \sqrt{\frac{4G}{\pi w}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 23930}{3,14 \cdot 0,65 \cdot 3600}} = 3,6 \text{ м}$$

Вибираємо стандартний діаметр абсорбера $d = 3,6$ м.

2.2 Густина зрошення та активна поверхня насадки

Густина зрошення (швидкість рідини) розраховують за формулою:

$$\hat{U} = \frac{L}{S}$$

де S – площа зрошення поперечного перерізу абсорбера, м^2 .

Підставивши, отримаємо:

$$\hat{U} = \frac{340}{(360 \cdot 0,785 \cdot 3,6^2)} = 9,3 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}$$

При недостатній густині зрошення поверхня насадки може бути змочена не повністю.

Існує деяка мінімальна ефективна густина зрошення U_{min} , вище якої всю поверхню насадки можна вважати змоченою.

Для насадочних абсорберів мінімальну ефективну густину зрошення U_{min} знаходять за співвідношенням:

$$U_{min} = f q_{\text{еф}} = 90 \cdot 0,022 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{с}$$

де $q_{\text{еф}}$ — ефективна лінійна густина зрошення, $\text{м}^2/\text{с}$.

Для кілець Рашига $q_{\text{еф}} = 0,022 \text{ м}^2/\text{с}$.

В абсорбері, який розраховується густина, зрошення $\hat{U}$ вище U_{min} , тому в даному випадку коефіцієнт змочуваності в насадці $\psi_c = 1$.

Робота насадочних абсорберів в більшому ступені залежить від числа точок подачі зрошення n , які приходяться на 1 м^2 площини перерізу абсорбера. Рекомендована кількість точок зрошення на 1 м^2 складає:

$$n = \frac{9}{100 \cdot K h} = \frac{9}{100 \cdot 5,35 \cdot 10^{-3} \cdot 0,5} = 34$$

де $K = a + b \cdot \lg d_{\text{н}} = 0,135 \cdot 10^{-2} \lg 5 = 5,35 \cdot 10^{-3} \text{ м}$, K -коефіцієнт розтікання, м; с

та b – постійні, маючі значення кілець Рашига значення, $a = 0,135 \cdot 10^{-2}$; $b = 0,135 \cdot 10^{-2}$; $d_{\text{н}} = 5 \text{ см}$ – номінальний розмір насадки; $h = 0,5 \text{ м}$ – висота, на якій встановлюється рівномірне зрошення колони.

В насадочних абсорберах не вся змочена поверхня насадки активна для масопередачі. Активна тільки та поверхня, яка покрита текучою плівкою. Нерухомі зони рідини в точках контакту між елементами насадки не є активними.

Доля активної поверхні насадки ψ_a може бути знайдена за формулою:

$$\psi_a = \frac{3600 \cdot U}{f \cdot (\rho + 3600 \cdot U)} = \frac{3600 \cdot 9,3 \cdot 10^{-3}}{90 \cdot (0,024 + 3600 \cdot 0,012 \cdot 9,3 \cdot 10^{-3})} = 0,87$$

де $\rho = 0,024$, для кілець Рашига внавал.

2.3 Розрахунок коефіцієнтів масопередачі

Для колон з неупорядкованою насадкою, коефіцієнт масопередачі в газовій фазі $\beta_{\text{г}}$ при фізичній абсорбції за рівнянням:

$$Nu_{\text{г}}' = 0,407 \cdot Re_{\text{г}}^{0,635} \cdot Pr_{\text{г}}'^{0,33}$$

де $Nu_{\text{г}}' = \beta_{\text{г}} \cdot d_{\text{е}}/D_{\text{г}}$ – дифузійний критерій Нуссельта для газової фази.

Звідси $\beta_{\text{г}}$ (м/с) дорівнює:

$$\beta_{\text{г}} = 0,407 \cdot \left(\frac{D_{\text{г}}}{d_{\text{е}}}\right) \cdot Re_{\text{г}}^{0,635} \cdot Pr_{\text{г}}'^{0,33}$$

де D_{Γ} – коефіцієнт дифузії CO_2 в газовій фазі; $Re_{\Gamma} = wd_e\rho_{\Gamma}/(\varepsilon\mu_{\Gamma})$ критерій Рейнольдса для газової фази в насадці; $Pr'_{\Gamma} = \mu_{\Gamma}/(\rho_{\Gamma} \cdot D_{\Gamma})$ – дифузійний критерій Прандтля для газової фази; μ_{Γ} – в'язкість газу, Па·с.

Коефіцієнт дифузії CO_2 в повітрі можна розраховувати за рівнянням [1,2,3]

$$D_{\Gamma} = \frac{4,3 \cdot 10^{-8} T^{\frac{3}{2}}}{P \cdot \left(V_{\text{CO}_2}^{\frac{1}{3}} + V_{\text{пов}}^{\frac{1}{3}} \right)^2} \sqrt{\frac{1}{M_{\text{CO}_2}} + \frac{1}{M_{\text{пов}}}}$$

Де $V_{\text{CO}_2} = 34 \text{ см}^3/\text{моль}$, $V_{\text{пов}} = 29,9 \text{ см}^3/\text{моль}$ табл – мольні об'єми CO_2 та повітря в рідкому стані при нормальній температурі кипіння; P – загальний тиск, МПа; M_{CO_2} та $M_{\text{пов}}$ – молярні маси CO_2 та повітря, кг/кмоль.

Підставивши отримаємо:

$$D_{\Gamma} = \frac{4,3 \cdot 10^{-8} \cdot 313^{\frac{3}{2}}}{0,1 \cdot \left(34^{\frac{1}{3}} + 29,9^{\frac{1}{3}} \right)^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{44} + \frac{1}{29}} = 1,4 \cdot 10^{-5} \text{ м}^2/\text{с}$$

$$Re_{\Gamma} = 0,65 \cdot 0,035 \cdot \frac{1,27}{0,785 \cdot 0,018 \cdot 10^{-3}} = 1700$$

$\mu_{\text{CO}_2} = \mu_{\text{пов}} = \mu_{\Gamma} = 0,018 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$ – в'язкість газу при 40°C

$$Pr'_{\Gamma} = 0,018 \cdot \frac{10^{-3}}{(1,27 \cdot 1,4 \cdot 10^{-5})} = 1$$

$$\beta_{\Gamma} = 0,407(1,4 \cdot 10^{-5}/0,035) \cdot 1700^{0,635} \cdot 1^{0,33} = 0,018 \text{ м/с}$$

Об'ємний коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі при фізичній абсорбції формулі:

$$\beta_{\Gamma,v} = \beta_{\Gamma} \cdot f \cdot \psi_a = 0,018 \cdot 90 \cdot 0,87 = 1,4 \text{ с}^{-1}$$

Коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі $\beta_{\text{ж}}$ при фізичній абсорбції знаходять за рівнянням [6]:

$$Nu'_p = 0,0021 \cdot Re_p^{0,75} Pr'_p{}^{0,5}$$

де $Nu'_p = \beta_p \delta_{пр} / D_p$ – дифузійний критерій Нюсельта для рідкої фази.

Звідси β_p (в м/с) рівний:

$$\beta_p = 0,021 \cdot (D_{ж} / \delta_{пр}) Re_p^{0,75} \cdot Pr'_p{}^{0,5}$$

де $D_{ж}$ – коефіцієнт дифузії CO_2 у водному розчині МЕА, м/с; $\delta_{пр} = [\mu_p^2 / (\rho_p^2 \cdot g)]^{1/3}$ – товщина стікаючої плівки рідини, м; $Re_p = 4U\rho_p / (f \cdot \mu_p)$ – модифікаційний критерій Рейнольдса для стікаючої по насадці плівки рідини; $Pr'_p = \mu_p / (\rho_p^2 \cdot D_A)$ – дифузійний критерій Прандля для рідини; $\mu_p = (1 + 0,11 \cdot \alpha \cdot B_0) \cdot 10^{0,048B_0 - 0,0085 \cdot t + 0,17}$ – в'язкість розчину МЕА.

В розведених розчинах коефіцієнт дифузії D_A може бути розрахований за рівнянням [1,2,3]:

$$D_p = 7,4 \cdot 10^{-12} \cdot (\beta \cdot M_p)^{0,5} \cdot T / \left(\mu_p \cdot V_{CO_2}^{0,6} \right)$$

де $M_p = \rho_p M_{H_2O} / [\rho_p + (M_{H_2O} - M_{МЕА}) B_0] = 1000 \cdot 18 / [1000 + (18 - 61) 2,5] = 20$ кг/кмоль $M_p = (1 + 0,11 \cdot 0,4 \cdot 2,5) \cdot 10^{0,084 \cdot 2,5 - 0,0065 \cdot 40 + 0,17} = 1,2$ Па·с; $\beta = 2,6$ – параметр, який враховує асоціацію молекул у воді [1].

$$D_p = 7,4 \cdot 10^{-12} \cdot (2,6 \cdot 20)^{0,5} \cdot 313 (1,2 \cdot 34^{0,6}) = 1,7 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$$

$$\delta_{пр} = [(1,2 \cdot 10^{-3})^2 / 1000^2 \cdot 9,8]^{1/3} = 5,3 \cdot 10^{-5}$$

$$Re_p = 4 \cdot 9,3 \cdot 10^{-3} \cdot 1000 / (90 \cdot 1,2 \cdot 10^{-3}) = 344$$

$$Pr'_p = 1,2 \cdot 10^{-3} / (1000 \cdot 1,7 \cdot 10^{-9}) = 706$$

$$\beta_p = 0,0021 (3 \cdot 10^{-9} / 5,3 \cdot 10^{-5}) \cdot 344^{0,75} \cdot 706^{0,5} = 2,6 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}$$

Об'ємний коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі при фізичній абсорбції:

$$\beta_p = 0,0021 (3 \cdot 10^{-9} / 5,3 \cdot 10^{-5}) \cdot 344^{0,75} \cdot 706^{0,5} = 2,6 \cdot 10^{-4} \text{ м/с}$$

Об'ємний коефіцієнт масопередачі при фізичній абсорбції:

$$K_{r,V} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_{r,V}} + \frac{m_I}{\beta_{p,V}}}$$

де $m_I = Km_c$ – константа фазової рівноваги (коефіцієнт розподілу) в системі CO_2 – МЕА; $m_c = m_{px}M_{\text{H}_2\text{O}}/(\rho_{\text{H}_2\text{O}}RT)$ – константа фазової рівноваги в системі CO_2 – H_2O [1, табл. 1 – 3] ; $m_{px} = 2,36 \cdot 10^8$ Па [1, табл. 1 – 4] ; $K = 10^{(0,119-0,833 \cdot 10^{-3} \cdot 40)^I}$ – поправочний коефіцієнт [4]; $I = \alpha B_0$ – йонна сила розчину [4]

Підставивши отримаємо:

$$I = 0,4 \cdot 2,5 = 1 \text{ кмоль/м}^3; K = 10^{(0,119-0,833 \cdot 10^{-3} \cdot 40)^1} = 1,2;$$

$$m_c = 2,36 \cdot 10^8 \cdot \frac{18}{1000} \cdot 8310 \cdot 313 = 1,6; m_I = 1,2 \cdot 1,6 = 1,95;$$

$$K_{r,V} = \frac{1}{\frac{1}{1,4} + \frac{1,95}{0,02}} = 0,01 \text{ с}^{-1}$$

Доля опору газової фази при фізичній абсорбції:

$$G = K_{r,V}/\beta_{r,V} = 0,01/1,4 = 0,007$$

Концентрація вільної CO_2 в рідині у границі розділу фаз в нижній частині колонни:

$$A_p = \frac{A_r}{m_I} = \frac{0,0096}{1,95} = 0,005 \text{ кмоль/м}^3$$

де $A_r = \frac{P \cdot y_1}{RT} = \frac{10^5 \cdot 0,25}{8310 \cdot 313} = 0,0096 \text{ кмоль/м}^3$ – концентрація CO_2 в газовій фазі.

Стехіометричний параметр

$$M = \frac{B_1}{qA_p} \cdot \frac{D_B}{D_A}$$

де $D_B = D'_B(1 - a \cdot B_0) \cdot \left[\frac{T}{T'} \cdot \frac{\mu'_p}{\mu_p} \right]^{0,93}$ – коефіцієнт молекулярної дифузії МЕА

у воді при $T=273+40$, Т. [5]; $D'_B = 1,1 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$ – коефіцієнт дифузії МЕА при

$T' = 273+25$; μ'_p та μ_p – в'язкість розчину МЕА при 25°C та при 40°C ; коефіцієнт $a=0,085$ (для МАЕ).

$$\mu'_p = (1 + 0,11 \cdot 0,4 \cdot 2,5) \cdot 10^{0,084 \cdot 2,5 - 0,0085 \cdot 25 + 0,17} = 1,6 \text{ мПа} \cdot \text{с}$$

$$D_B = 1,1 \cdot 10^{-9} (1 + 0,085 \cdot 2,5) \left[\frac{313}{298} \cdot \frac{1,6}{1,2} \right]^{0,98} = 1,2 \cdot 10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$$

$$M = 0,5 \cdot 1,2 \cdot \frac{10^{-9}}{(2 \cdot 0,005 \cdot 1,7 \cdot 10^{-9})} = 35$$

Кінетичний параметр:

$$R = \sqrt{r \cdot \frac{B_1 \cdot D_A}{\beta_p}}$$

де константа швидкості реакції взаємодією МЕА з CO_2 [5]:

$$\lg r = 11,07 - \frac{2140}{T}$$

$$\lg r = 11,07 - \frac{2140}{313} = 16980 \text{ м}^3/(\text{кмоль} \cdot \text{с})$$

$$R = \sqrt{16980 \cdot 0,5 \cdot 1,7 \cdot \frac{10^{-9}}{2,9 \cdot 10^{-4}}} = 15$$

Коефіцієнт прискорення абсорбції при наявності хімічної реакції в нижній частині колони:

$$\alpha_H = 2 \cdot \frac{(M+1)}{(1 + \sqrt{1 + 4(M/R)^2})} = 2 \cdot \frac{(35+1)}{(1 + \sqrt{1 + 4 \cdot (35/15)^2})} = 21$$

Проводячи аналогічні розрахунки для верхньої частини колони отримуємо:

$$A_r = \frac{10^5 \cdot 0,0125}{8310 \cdot 313} = 4,8 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль/м}^3$$

$$A_p = \frac{4,8 \cdot 10^{-4}}{1,95} = 2,46 \cdot 10^{-4} \text{ кмоль/м}^3$$

$$M = \frac{(1,75 \cdot 1,2 \cdot 10^{-9})}{(2 \cdot 2,46 \cdot 10^{-4} \cdot 1,7 \cdot 10^{-9})} = 2510$$

$$R = \sqrt{16980 \cdot 1,75 \cdot 1,7 \cdot 10^{-9} / 2,6 \cdot 10^{-4}} = 27$$

$$\alpha_B = 2 \cdot \frac{(2510 + 1)}{1 + \sqrt{1 + 4 \cdot (2510/27)^2}} = 27$$

Середнє значення коефіцієнту прискорення для колони:

$$\alpha = (\alpha_H + \alpha_B) \cdot 0,5 = (21 + 27) \cdot 0,5 = 24$$

Об'ємний коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі з урахуванням хімічної реакції:

$$\beta'_{p,V} = \alpha \cdot \beta_{ж,V} = 24 \cdot 0,02 = 0,48 \text{ с}^{-1}$$

А коефіцієнт масовіддачі:

$$K_{r,V} = \frac{1}{\frac{1}{\beta_r} + \frac{m_I}{\beta'_{p,V}}} = \frac{1}{\frac{1}{1,2} + \frac{1,95}{0,48}} = 0,2 \text{ с}^{-1}$$

2.3 Висота абсорбера

Число одиниць переносу:

$$No'_r = \frac{1}{B} \ln \left(\frac{1 - \frac{\varphi}{A}}{1 - \varphi} \right) = \frac{1}{0,89} \ln \left(\frac{1 - \frac{0,95}{9,4}}{1 - 0,95} \right) = 3,2$$

де $A = \frac{l}{m_I} = \frac{18,3}{1,95} = 9,4$ абсорбційний фактор, $B = 1 - \frac{1}{A} = 1 - \frac{1}{9,4} = 0,89$

Необхідний робочий об'єм абсорбера

$$V_{ap} = \frac{No'_r \cdot G}{K'_{r,V}} = \frac{3,2 \cdot 23930}{0,2 \cdot 3600} = 106 \text{ м}^3$$

При діаметрі абсорберу 3,6 м, чому відповідає площа поперечного перерізу 10,2 м², робоча висота складає:

$$H = \frac{106}{10,2} = 10,4 \text{ м}$$

Задаючись висотою шару насадки в одній секції $z=2,6$ м, загальне число секцій в абсорбері складає $n=4$.

Загальна висота абсорбційної колони визначається за рівнянням:

$$H_k = z \cdot n + (n - 1) \cdot h_{\text{пр}} + z_v + z_n$$

де $h_{\text{пр}}$ - висота проміжків між секціями, м; z_v та z_n - відповідно висота сепараційного простору над насадкою та відстань між днищем колони та насадкою, м.

Для колони $d=3,6$ м, $z_v=1,4$ м, $z_n=2,5$ м; $h_{\text{пр}}=0,5$ м.

1) загальна висота колони

$$H_k = 4 \cdot 2,6 + 3 \cdot 0,5 + 1,4 + 2,5 = 15,8 \text{ м}$$

Відстань між днищем абсорберу та насадкою z_n визначається необхідністю рівномірного розподілу по поперечному перерізу колони. Відстань від верху насадки до кришки абсорберу z_v залежить від розмірів розподіляючого пристрою для зрошення насадки та від висоти сепараційного простору.

2.4 Гідравлічний опір абсорберу

Гідравлічний опір ΔP обумовлює енергетичні витрати на транспорт газового потоку через абсорбер. Величину ΔP розраховують за формулою [1].

$$\Delta P = \Delta P_c \cdot 10^{v \cdot U}$$

де ΔP_c - гідравлічний опір сухої насадки, Па; U - щільність зрошення, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{с})$; v - коефіцієнт, який для кілець Рашига внавал розміром 50 мм дорівнює 169 [1].

Гідравлічний опір сухої насадки ΔP_c визначається за рівнянням:

$$\Delta P_c = \lambda \frac{H}{d_e} \cdot \frac{(w \cdot \varepsilon)^2}{2} \rho_r$$

де λ - коефіцієнт опору, який для безладно насипаних кільцевих насадок можна розрахувати за формулами:

при ламінарному режимі руху ($Re < 40$):

$$\lambda = \frac{140}{Re_r}$$

при турбулентному режимі ($Re > 40$)

$$\lambda = \frac{16}{Re_r^{0,2}}$$

Оскільки розраховане значення $Re_r = 1700 > 40$, то виходить:

$$\lambda = \frac{16}{1700^{0,2}} = 3,6$$

$$\Delta P = 3,6 \cdot \frac{10,4}{0,035} \cdot \frac{(0,65/0,785)^2 \cdot 1,27}{2} = 465 \text{ Па}$$

Гідравлічний опір зрошеної насадки ΔP рівне:

$$\Delta P = 465 \cdot 10^{169 \cdot 9,3 \cdot 10^{-3}} = 17280 \text{ Па}$$