

# **АБСОРБЦИЯ ГАЗОВЫХ ЗАГРЯЗНИТЕЛЕЙ ЖИДКОСТЯМИ**

## **ПРИМЕР РЕШЕНИЯ ЗАДАЧИ ПО РАСЧЁТУ ГАБАРИТОВ АБСОРБЕРА**

Министерство образования и науки РФ  
Казанский государственный архитектурно-строительный  
университет

*Кафедра химии и инженерной  
экологии в строительстве*

## **«Расчёт абсорбера»**

Выполнил студент  
гр.33-401  
Ф.И.О.  
Проверил:  
Громаков Н.С.

Казань, 2013 г.

## Задача

Рассчитать диаметр  $d$  и высоту  $h$  насадки абсорбера для улавливания из воздуха паров этилового спирта водой. Рассчитать расход поглотителя-воды ( $\text{м}^3/\text{ч}$ ), если расход газовой смеси в рабочих условиях составляет  $5000 \text{ м}^3/\text{ч}$  с конц-цией паров эт.спирта  $5\%$  ( $y_n$ ), степень улавливания  $\alpha = 94\%$ , концентрация паров этилового спирта в воде на входе в абсорбер  $X_n = 0$ , а на выходе составляет  $n = 72\%$  от максимально возможной в данных условиях, то есть от равновесной с входящим газом.

Скорость газа в абсорбере  $w = 0.6 \text{ м/с}$ .

Коэф-нт массопередачи  $K_x = 0.7 \text{ кмоль эт.сп./}(\text{м}^2 \cdot \text{ч кмоль эт.сп./ кмоль воды})$ .

Коэффициент смачивания насадки  $\phi = 0.88$ .

В кач-ве насадки исп-ся *керамические* кольца Рашига  $25 \times 25 \times 3$ , давление в колонне  $P = 0.19 \text{ МПА}$ , температура  $20^\circ\text{C}$ .

Уравнение линии равновесия имеет вид:  **$Y^* = 10X$** ,  
где  $Y^*$  – равновесная конц-ция паров эт. спирта, кмоль/кмоль воздуха;  
 $X$  – концентрация ацетона, кмоль / кмоль воздуха.

Дать принципиальную схему абсорбера и фазовую диаграмму  $Y$ - $X$ .

### Решение:

1. Приведём расход газовой смеси к нормальным условиям:

$$M_0 = \frac{V \cdot T_0 \cdot P}{T \cdot P_0} = \frac{5000 \cdot 273 \cdot 0,19}{293 \cdot 0,1033} = 8568,76 \text{ ( м}^3 \text{ / ч )}$$

2. Определим количество (расход) паров этилового спирта в составе газовой смеси расчёте на 1 час:

$$M_{\text{этилового спирта}} = \frac{V_0 \cdot y_n}{V_M} = \frac{8568,76 \cdot 0,05}{22,4} = 19,13 \text{ кмоль / ч}$$

где  $V_M$  – молярный объём газа, кмоль/м<sup>3</sup>.

3. Построение рабочей линии и линии равновесия.

Уравнение линии равновесия:  **$Y^* = 10 \cdot X$**

Для построения рабочей линии процесса абсорбции необходимо определить координаты точек **A** и **B**, характеризующих состав газовой и водной фаз на **входе** и **выходе** из абсорбера.

а) Содержание паров этилового спирта во входящем воздухе (в отн. мольн.долях) составляет:

$$Y_H = \frac{y_H}{1 - y_H} = \frac{0,05}{1 - 0,05} = 0,0526 \quad \frac{\text{кмоль эт.сп.}}{\text{кмоль воды}}$$

б) Относительная мольная доля паров этилового спирта в газовой смеси на выходе из адсорбера:

$$Y_B = \frac{y_B (1 - c_n)}{1 - y_B} = \frac{0,05(1 - 0,94)}{1 - 0,05} = 0,00316 \quad \frac{\text{кмоль эт.сп.}}{\text{кмоль воздуха}}$$

в) Содержание этилового спирта в поглотителе-воде при входе в абсорбер по условию задачи составляет  $X_B = 0$ .

г) Находим координату  $X_H$ .

По условию задачи координата  $X_H$ , т.е. конц-ция эт.спирта в поглотителе на выходе из абсорбера составляет  $n = 72\%$  от равновесной с входящим газом. Поэтому необходимо сначала найти равновесную с входящим газом концентрацию  $X^*$ :

Т.к. уравнение линии равновесия  $Y^* = 10 \cdot X$   
и при входе в абсорбер отн. мольная доля этилового спирта  
составляла  $Y_n = 0,0526$ , то:

$$X'_n = \frac{Y^*}{10} = \frac{0,0526}{10} = 0,00526$$

Следовательно,

$$X_n = n \cdot X' = 0,72 \cdot 0,00526 = 0,00379$$

Таким образом координаты точек **A** и **B** составляют:

$$\mathbf{A} (0; 0,00316) \quad \text{и} \quad \mathbf{B} (0,00379; 0,0526)$$

На основе полученных данных строим линию равновесия и рабочую  
линию процесса **AB** (рис.1), а также схему абсорбера для  
противоточной абсорбции (рис. 2).

## Построение рабочей линии и линии равновесия

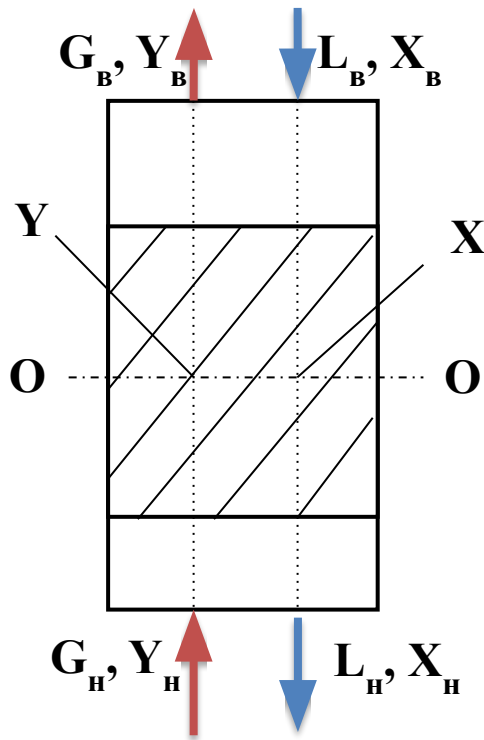


Рис.3. Схема движения абсорбата и абсорбента в абсорбере.

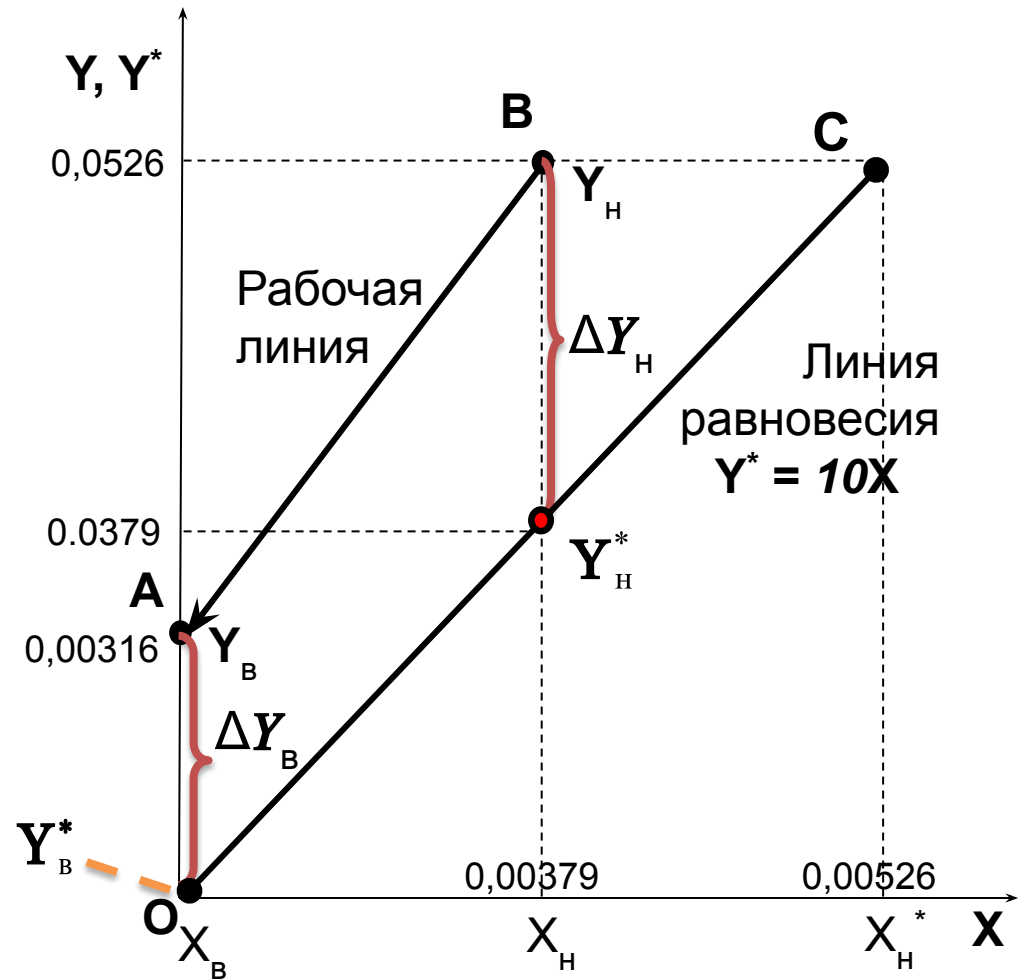


Рис. 4. Построение рабочей линии **AB** и линии равновесия **OC**.

4. Найдём среднюю движущую силу процесса по газовой фазе  $\Delta Y_{cp}$  на входе в абсорбер и выходе из него:

$$\Delta Y_H = Y_H - Y_H^* = 0.0526 - 0.0379 = 0,0147$$

$$\Delta Y_B = Y_B - Y_B^* = 0.00316 - 0 = 0.00316$$

Средняя движущая сила в абсорбере при прямой линии равновесия определяется как среднелогарифмическая по формуле:

$$\Delta Y_{cp} = \frac{\Delta Y_H - \Delta Y_B}{2,3 \cdot \lg(\Delta Y_H / \Delta Y_B)} = \frac{0,0147 - 0,00316}{2,3 \cdot \lg\left(\frac{0,0147}{0,00316}\right)} = 0,00748$$

5. Из уравнения массопередачи

$$M = K_y * F * \Delta Y_{cp} \qquad K_y = K_x / m$$

при условии, что  $K_y = K_x / 10$ , рассчитаем площадь контакта фаз в адсорбере  $F$ , необходимую для обеспечения перехода требуемого количества газа в жидкую фазу:



$$F = \frac{M_A \cdot c_n}{(K_x / 10) \cdot \Delta Y_{cp}} = \frac{19,13 \cdot 0,94}{(0,7 / 10) \cdot 0,00748} = 34343,39 \text{ м}^2$$

$$F = \frac{M_A \cdot c_n}{K_x \cdot \Delta Y_{cp}} = \frac{19,13 \cdot 0,94}{0,7 \cdot 0,00748} = 3434,43 \text{ м}^2$$

Площадь контакта в абсорбере создаётся с помощью керамических колец Рашига. Для колец формата 25\*25\*3 удельная поверхность насадки  $\delta = 204 \text{ м}^2/\text{м}^3$ .

6. Рассчитаем габариты адсорбера:

поскольку  $F = H_n \cdot S \cdot \delta \cdot \psi$ ,

где  $H_n$  – высота насадки колец Рашига;

$S$  – площадь сечения абсорбера;

$\delta$  – удельная поверхность насадки ,

$\psi$  – коэффициент смачивания = 0.88,

то можно записать:

$$V_n = H_n \cdot S = \frac{F}{\delta \cdot \psi} \quad \text{– объём насадки,}$$

где  $V_n$  – объём слоя колец Рашига, необходимый для создания данной поверхности  $F$  при коэффициенте смачивания  $\psi = 0.88$

Таким образом, объём насадки колец Рашига должен составить:

$$V_n = \frac{3434,34}{204 \cdot 0,88} = 19,13 \text{ м}^3$$

Далее находим площадь поперечного сечения абсорбера S:

$$S = \frac{V}{w} = \frac{5000}{0,6 \cdot 3600} = 2,31 \text{ м}^2$$

где V – расход газовой смеси, м<sup>3</sup>/ч

w – линейная скорость газового потока (м/с).

Для цилиндрического абсорбера площадь сечения определяется из площади круга:

$$S = \frac{\pi d^2}{4}$$

Откуда определяем диаметр абсорбера:

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot S}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,31}{3,14}} = 1,72 \text{ м}$$

1800

и высоту насадки абсорбера  $H_H$ :

$$H_H = \frac{V_H}{S} = \frac{19,13}{2,31} = 8,28 \text{ м}$$

$$H_H = \frac{V_H}{S} = \frac{1930}{231} = 828 \text{ м}$$

7. Требуемый для проведения процесса расход поглотителя–воды  $L$  определяем из уравнения:

$$X_B = \frac{M_{\text{эт.сп.}}}{L/M_B} \quad (\text{кмоль В/кмоль А})$$

отсюда следует:

$$L = \frac{M_{\text{эт.сп.}} \cdot M_B}{X_B}$$

где  $M_{\text{эт.сп.}}$  - расход поглощаемого компонента ;  $M(\text{C}_2\text{H}_5\text{OH}) = 19,13$  кмоль/ч;  
 $M_B = 18$  кг/кмоль ( $\text{H}_2\text{O}$ )  $X_H = 0.00379$  – конечная концентрация этилового спирта в воде на выходе из абсорбера (отн.мольн.доли – кмоль А/кмоль В).

Поэтому расход воды  $L$  составит:

$$L = \frac{M_{\text{эт.сп.}} \cdot M_B}{X_H} = \frac{19,13 \cdot 18}{0,00379} = 93,06 \text{ м}^3 / \text{ч}$$

**Выводы:** для проведения процесса абсорбции необходимо использовать насадку с диаметром  $D = 1,72$  м и высотой  $H_H = 82,8$  м, при этом расход поглотителя-воды составит  $93,06 \text{ м}^3/\text{час}$ .

**Таблица 1.**  
**Способы выражения состава фаз**

№ п/п	Концентрация	Обозначение компонента А	
		в жидкой фазе	в газовой фазе
1	Мольная доля, кмоль А/[кмоль (А+В)]	$x$	$y$
2	Массовая доля, кг А/[кг (А+В)]	$\bar{x}$	$\bar{y}$
3	Относительная мольная концентрация, кмоль А/кмоль В	$X$	$Y$
4	Отн. массовая конц-ция, кг А/кг В	$\bar{X}$	$\bar{Y}$
5	Объемная мольная концентрация, кмоль А/[м <sup>3</sup> (А+В)]	$C_x$	$C_y$
6	Объемная масс. конц-ция, кг А/[м <sup>3</sup> (А+В)]	$\bar{C}_x$	$\bar{C}_y$
7	Объемная доля, м <sup>3</sup> А/м <sup>3</sup> (А+В)	$C$	$v_y$
8	Парциальное давление компонента	-	$p_k$

**Таблица 2.**  
**Формулы для пересчета концентрации**

Концент рации искомые	Концентрации заданные					
	$x$	$\bar{x}$	$X$	$\bar{X}$	$C_x$	$\bar{C}_x$
$x$	1	$\frac{\bar{x}M_{cm} / M_A}{\frac{\bar{x}}{M_A} + \frac{1-\bar{x}}{M_B}}$ или $\frac{\bar{x} / M_A}{\frac{\bar{x}}{M_A} + \frac{1-\bar{x}}{M_B}}$	$\frac{X}{1+X}$	$\frac{M_B \bar{X}}{M_B \bar{X} + M_A}$	$\frac{C_x M_{cm} / \rho}{\rho + C_x (M_B - M_A)}$ или $\frac{C_x M_B}{\rho + C_x (M_B - M_A)}$	$\frac{\bar{C}_x M_{cm} / \rho \cdot M_A}{\rho \cdot M_A + \bar{C}_x (M_B - M_A)}$ или $\frac{\bar{C}_x M_B}{\rho \cdot M_A + \bar{C}_x (M_B - M_A)}$
$\bar{x}$	$\frac{M_A x}{M_{cm}}$	1	$\frac{M_A X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\bar{X}}{1 + \bar{X}}$	$\frac{M_A C_x}{\rho}$	$\frac{\bar{C}_x}{\rho}$
$X$	$\frac{x}{1-x}$	$\frac{\bar{x} \cdot M_B}{M_A (1-\bar{x})}$	1	$\frac{M_B \bar{X}}{M_A}$	$\frac{M_B C_x}{\rho - M_A C_x}$	$\frac{M_B \bar{C}_x}{M_A (\rho - \bar{C}_x)}$
$\bar{X}$	$\frac{M_A x}{M_B (1-x)}$	$\frac{\bar{x}}{1-\bar{x}}$	$\frac{M_A X}{M_B}$	1	$\frac{M_A C_x}{\rho - M_A C_x}$	$\frac{\bar{C}_x}{\rho - \bar{C}_x}$
$C_x$	$\frac{\rho \cdot x}{M_{cm}}$	$\frac{\rho \cdot \bar{x}}{M_A}$	$\frac{\rho \cdot X}{M_A X + M_B}$	$\frac{\rho \cdot \bar{X}}{M_A (\bar{X} + 1)}$	1	$\frac{\bar{C}_x}{M_A}$
$\bar{C}_x$	$\frac{\rho \cdot M_A x}{M_{cm}}$	$\rho \cdot \bar{x}$	$\frac{\rho \cdot X \cdot M_A}{M_A X + M_B}$	$\frac{\rho \cdot \bar{X}}{\bar{X} + 1}$	$M_A C_x$	1

**Таблица 3.**  
**Соотношения между коэффициентами массоотдачи в фазах,**  
**движущей силой и потоком уловленного загрязнителя**

Единицы измерения движущей силы	Массовый поток загрязнителя $M$ , кг/с	Мольный поток загрязнителя $M$ , кмоль/с
кг А/м <sup>3</sup> (А+В)	$\beta$ , кг/[м <sup>2</sup> .с(кгА/м <sup>3</sup> (А+В))] или м/с	$\beta/M_A$ , кмоль/[м <sup>2</sup> .с(кгА/м <sup>3</sup> (А+В))]
кмоль А/м <sup>3</sup> (А+В)	$\beta \cdot M_A$ , кг/[м <sup>2</sup> .с (кмольА/м <sup>3</sup> (А+В))]	$\beta$ , кмоль/[м <sup>2</sup> .с(кмольА/м <sup>3</sup> (А+В))] или м/с
кг А/кг(А+В)	$\beta \cdot \rho_{см}$ , кг/[м <sup>2</sup> .с(кгА/м <sup>3</sup> (А+В))]	$\beta \cdot \rho_{см} / M_A$ , кмоль/[м <sup>2</sup> .с (кгА/м <sup>3</sup> (А+В))]
кмольА/кмоль(А+В)	$\beta \cdot \rho_{см} \cdot M_A / M_{см}$ , кг/[м <sup>2</sup> .с (кмольА/кмоль(А+В))]	$\beta \cdot \rho_{см} / M_{см}$ , кмоль/[м <sup>2</sup> .с (кмольА//кмоль(А+В))]
кг А/кг В	$\beta(\rho_{см} - \bar{c}_{см})$ , кг/[м <sup>2</sup> .с(кгА/кгВ)]	$\beta(\rho_{см} - \bar{c}_{см}) / M_{\bar{c}_{см}}$ кмоль/[м <sup>2</sup> .с (кгА/кгВ)]
кмоль А/кмоль В	$[\beta(\rho_{см} - \bar{c}_{см}) M_A] / M_B$ , кг/[м <sup>2</sup> .с (кмольА/кмольВ)]	$[\beta(\rho_{см} - \bar{c}_{см})] / M_{\bar{c}_{см}}$ кмоль/[м <sup>2</sup> .с (кмольА/кмольВ)]
Па	$\beta \cdot \rho_{см} \cdot M_A / (M_{см} \cdot p)$ , кг/[м <sup>2</sup> .с.Па] или с/м	$\beta \cdot \rho_{см} / (M_{см} \cdot p)$ , кмоль/[м <sup>2</sup> .с.Па]

**Таблица 4**

**•Нормальные ряды диаметров колонн**

Вид промышленности	Нормальные ряды колонных аппаратов, мм
Химическая	400; 500; 600; 800; 1000; 1200; 1400; 1600; 1800; 2200; 2600; 3000
Нефтеперерабатывающая	1000; 1200; 1400; 1600; 1800; 2000; 2200; 2400; 2600; 2800; 3000; 3200; 3400; 3600; 3800; 4000; 4500; 5000; 5500; 6000; 6400; 7000; 8000; 9000

## **Задания для самостоятельной работы.**

Рассчитать диаметр и высоту насадки абсорбера для улавливания из воздуха компонента  $A$  поглотителем  $B$ . Рассчитать также расход поглотителя в  $\text{м}^3/\text{ч}$ , если расход газовой смеси в рабочих условиях  $V$  ( $\text{м}^3/\text{ч}$ ) с концентрацией компонента  $A$   $y_n$  (% , объемн.), степень улавливания составляет  $\alpha$  (%). Концентрация компонента  $A$  в поглотителе  $B$  на входе в абсорбер  $X_n = 0$ , а на выходе составляет  $n$  % от максимально возможной в данных условиях, т.е. от равновесной с входящим газом. Уравнение линии равновесия имеет вид  $Y^* = f(X)$ , где  $Y$  [кмоль  $A$ /кмоль воздуха],  $X$  [кмоль  $A$ /кмоль  $B$ ]. Скорость газа в абсорбере  $w$  (м/с), коэффициент массопередачи  $K_x$  [кмоль  $A$ /( $\text{м}^2 \cdot \text{ч} \cdot \text{кмоль } A/\text{кмоль } B$ )], коэффициент смачиваемости насадки  $\varphi = 0,88$ . В качестве насадки используются керамические кольца Рашига размером  $25 \times 25 \times 3$ , давление в колонне  $P$  (МПа) и температура  $20$  °С.

Дать принципиальную схему абсорбера и фазовую диаграмму  $Y$ - $X$ .



Вариант	A	B	V	$y_n$	$\alpha$	n	$Y^* = f(X)$	w	$K_x$	P
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
1	Аммиак	Вода	1000	11	80	60	$Y^* = 1,8X$	0,2	0,5	0,1
2			2000	5	85	65		0,3	0,6	0,12
3			3000	6	90	68		0,4	0,7	0,15
4			4000	7	95	70	$Y^* = 1,2X$	0,5	0,55	0,3
5			5000	8	87	72		0,6	0,65	0,25
6			6000	10	97	74		0,7	0,35	0,22
7	Ацетон	Вода	4000	5,6	98	78	$Y^* = 1,68X$	0,9	0,7	0,1
8			4500	7,8	95	75		0,8	0,8	0,12
9			5000	9,9	92	68		0,7	0,9	0,14
10			5500	8,4	88	65		0,6	0,2	0,17
11			6000	8,0	90	71		1,1	0,3	0,2
12			7000	6,7	85	67		1,3	0,5	0,18
13	Метиловый спирт	Вода	2500	8	92	65	$Y^* = 1,15X$	1,2	0,7	0,15
14			2200	7	96	70		1,4	0,6	0,11
15			1200	6	98	75	$Y^* = 1,1X$	1,3	0,5	0,18
16			1800	7,5	87	73		0,8	0,56	0,17
17	Этиловый спирт	Вода	3000	4,5	98	67	$Y^* = 8X$	0,5	0,6	0,13
18			4000	4,7	96	65		0,9	0,9	0,15
19			5000	5,0	94	72	$Y^* = 10X$	0,6	0,7	0,19
20			6000	5,2	92	77		0,8	0,8	0,12
21	Бензол	Масло, молек. масса $M_B = 150$	2000	3,0	89	65	$Y^* = 0,15 X$	1,0	0,5	0,1
22			3000	3,5	88	66		1,1	0,6	0,1
23			4000	3,7	87	68		1,2	0,7	0,1
24			5000	3,9	85	70		1,3	0,8	0,1
25	Диоксид углерода	Вода	10000	20	95	65	$Y^* = 150X$	0,1	0,2	2,1