

Российский химико-технологический университет им. Д. И. Менделеева

Кафедра процессов и аппаратов химической технологии

Курсовая работа
по теме
«Расчёт насадочного абсорбера»

Вариант 301

Выполнил: студент группы О-37 **Иванов И. И.**

Проверил: доц. Комляшёв Р. Б.

Дата выдачи задания: «___» _____ 20__ г.

Дата сдачи работы: «___» _____ 20__ г.

Работа защищена с оценкой: _____ баллов.

Москва

2014

Содержание

Обозначения.....	4
Введение.....	5
Исходные данные	9
Физические свойства	10
Абсорбтив	10
Абсорбент.....	10
Плотность.....	10
Вязкость.....	10
Абсорбат.....	10
Построение равновесной линии	11
Материальный баланс процесса абсорбции	14
Газовая фаза	14
Жидкая фаза	15
Построение рабочей линии	17
Расчёт движущей силы процесса абсорбции	19
Средняя логарифмическая разность концентраций	19
Средняя интегральная разность концентраций.....	20
Расчёт диаметра абсорбера.....	22
Расчёт коэффициента массоотдачи в газовой фазе	24
Расчёт коэффициента массоотдачи в жидкой фазе	27
Расчёт коэффициента массопередачи	29
Расчёт высоты колонны.....	31
Заключение	32
Список литературы	33
Приложение	34



Группа _____ Студент _____

325 266

Задание № 301
к курсовой работе
по теме

«Расчёт насадочного абсорбера»

Исходные данные:

Абсорбтив (вещество A) – **сероводород**

Абсорбент (поглотитель L) – **селексол**

Абсорбат (инерт G) – **природный газ**

Давление в абсорбере $p_1 = 7$ МПа Давление в десорбере $p_2 = 0,1$ МПа

Температура в абсорбере $t_1 = 25$ °C Температура в десорбере $t_2 = 75$ °C

Содержание абсорбтива в исходной газовой смеси $y_n = 9$ % объёмных

Расход исходной газовой смеси (приведённый к норм. усл.) $\dot{V}_{y,n}^0 = 75\,000$ м³/ч

Степень поглощения $\phi = 0,9$ Коэффициент избытка поглотителя $r = 1,4$

Насадка: **неупорядоченная, керамические кольца Рашига, размер 25×25×3** мм

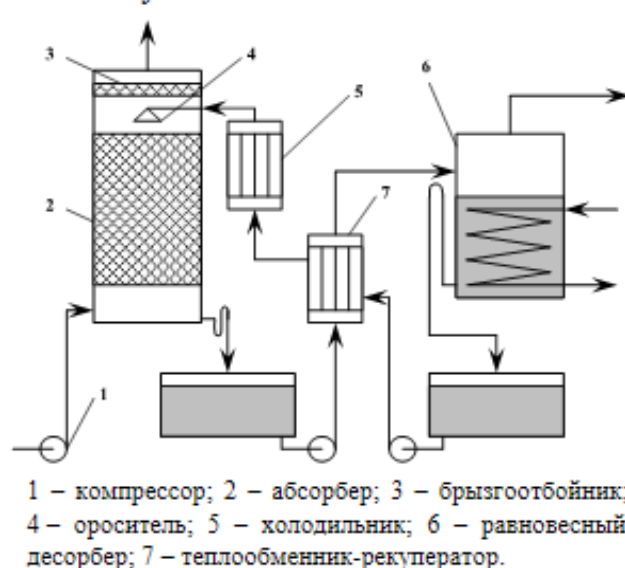
Коэффициент смачиваемости насадки $\Psi = 0,7$

Отношение скорости газа в абсорбере к скорости захлёбывания $n = 80$ %

Задание:

Определить высоту и диаметр насадочного абсорбера, работающего в плёночном режиме, в который поступает $\dot{V}_{y,n}^0$ газовой смеси, содержащей y_n объёмных процентов вещества A в инертном носителе G . Абсорбер орошается поглотителем L . Степень поглощения вещества A из его смеси с инертном G составляет ϕ . Процесс абсорбции происходит при давлении p_1 и температуре t_1 . Десорбция производится сбросом давления до p_2 при температуре t_2 . Поглотитель L после регенерации вновь подаётся в абсорбер при концентрации вещества A , соответствующей равновесному составу в десорбере, причём расход поглотителя в r раз превышает минимально необходимый.

Схема установки



Дата выдачи задания: 11 февраля 2014 г.
Дата сдачи работы: 8 апреля 2014 г.

Преподаватель: Комляшев Р. Б.
Комляшев

Обозначения

Расходы:

\dot{n} – молярный, кмоль/с,

\dot{m} – массовый, кг/с,

\dot{V} – объёмный, м³/с,

$\Delta \dot{n}_A$ – молярный поток абсорбтива между фазами, кмоль/с,

$\Delta \dot{m}_A$ – массовый поток абсорбтива между фазами, кг/с.

Составы:

x, y – абсолютные молярные доли в жидкой и газовой фазах,

\bar{x}, \bar{y} – абсолютные массовые доли в жидкой и газовой фазах,

X, Y – относительные молярные доли в жидкой и газовой фазах,

\bar{X}, \bar{Y} – относительные массовые доли в жидкой и газовой фазах.

Коэффициенты:

m – мольная константа фазового равновесия,

E – коэффициент Генри, мм рт. ст.,

φ – степень поглощения абсорбтива,

r – коэффициент избытка орошения,

Ψ – коэффициент смачиваемости насадки.

Индексы:

G – чистый абсорбат (в данном случае воздух),

L – чистый абсорбент (в данном случае вода),

x – жидкая фаза, содержащая абсорбтив,

y – газовая фаза, содержащая абсорбтив,

A – абсорбтив (в данном случае хлороводород),

n, k – начальные и конечные составы или расходы, соответственно.

Введение

В настоящее время добыча содержащего сероводород природного газа составляет существенную часть всего объёма потребляемого природного газа. При этом содержание сероводорода в природных газах колеблется в широких пределах от долей процента до нескольких десятков процентов. Такой газ перед подачей потребителю подвергают очистке от сероводорода ввиду ядовитости и высокой коррозионной активности последнего. Также сероводород является ядом для многих катализаторов, применяемых в различных химических процессах переработки природного газа.

В настоящее время для очистки природного газа от сероводорода и других соединений серы применяют различные процессы, которые условно можно разбить на следующие группы:

- 1) хемосорбционные процессы, основанные на химическом взаимодействии сероводорода и других соединений серы с активной частью абсорбента;
- 2) процессы физической абсорбции, в которых извлечение соединений серы происходит за счёт их растворимости в органических поглотителях;
- 3) комбинированные процессы, использующие одновременно химические и физические поглотители;
- 4) окислительные процессы, основанные на необратимом превращении сероводорода в серу;
- 5) адсорбционные процессы, основанные на извлечении серосодержащих компонентов газа твёрдыми поглотителями.

Выбор процесса очистки природного газа от сернистых соединений определяется экономикой и зависит от многих факторов, основными из которых являются: состав и параметры сырья, требуемая степень очистки и область использования очищенного газа, наличие и параметры энергоресурсов, способы переработки или утилизации отходов. Анализ мировой практики, накопленной в области очистки природного газа, показывает, что основными процессами, применяемыми для обработки больших потоков газа, являются абсорбционные

процессы с использованием химических и физических абсорбентов. Окислительные и адсорбционные процессы применяют, как правило, для очистки небольших потоков природного газа, либо для тонкой очистки.

Из хемосорбентов применяют щёлочи (едкий натрий и калий), карбонаты щелочных металлов и наиболее широко – алканоламины. Основным преимуществом хемосорбционных процессов является высокая и надёжная степень очистки газа независимо от парциального давления извлекаемых компонентов, а также низкая абсорбция углеводородных компонентов сырьевого газа. Основным недостатком хемосорбентов заключается в их потере в результате необратимых химических реакций с различными примесями, содержащимися в природном газе. Также процесс хемосорбции экзотермичен, поэтому при его проведении часто требуется осуществлять отвод тепла, что влечёт усложнение оборудования.

При физической абсорбции извлечение сероводорода и других сернистых соединений происходит за счёт физического растворения их в применяемом абсорбенте. Растворения способствует повышение давления в абсорбере и понижение температуры, поэтому процесс физической абсорбции проводят при значительных давлениях (достигающих нескольких десятков атмосфер). Это существенно увеличивает энергозатраты на проведение процесса очистки. Однако лёгкость регенерации физических абсорбентов в значительной мере компенсирует повышенные энергозатраты на стадии абсорбции. Процесс физической абсорбции имеет незначительный экзотермический эффект, а, следовательно, отвода тепла не требуется. При физической абсорбции осуществляется удаление не только сероводорода и других сернистых соединений, но и углекислого газа, а также иногда и влаги. Существенным недостатком физических абсорбентов является их способность частично растворять углеводороды, удаление которых из природного газа не требуется.

Из физических абсорбентов промышленное применение для очистки природного газа нашли метанол, N-метилпирролидон, пропиленкарбонат, диалкиловые эфиры полиэтиленгликоля.

Табл. 1. Основные процессы очистки природного газа, синтез-газа и нефтезаводских газов (по состоянию на 1997 г.) [1, с. 253]

Процесс	Абсорбент	Число установок
Химические абсорбенты		
Амин-гард	Ди- или моноэтаноламин + вода	375
Адип	Диизопропаноламин + вода	370
Экономин	Дигликольамин + вода	30
Физические абсорбенты		
Ректизол	Холодный метанол	70
Пуризол	N-метилпирролидон	5
Флюор	Пропиленкарбонат	12
Селексол	Диметиловый эфир полиэтиленгликоля	50
Сепасолв-МПЕ	Диалкиловый эфир полиэтиленгликоля	4
Комбинированные абсорбенты		
Сульфинол	Диизопропаноламин + сульфолан + вода	180
Оптизол	Амин + физический растворитель + вода	6
Флексорб	Пространственно затруднённый амин + физический растворитель + вода	30
Укарсол	Вторичный или третичный амин + физический растворитель + вода	6

Наиболее эффективными физическими абсорбентами для очистки природных газов от сернистых соединений и углекислого газа являются абсорбенты на основе алкиловых эфиров полиэтиленгликолей. Абсорбент «Селексол», разработанный фирмой «Allied Chemical Corporation» (США), представляет собой смесь диметиловых эфиров полиэтиленгликолей со средней молекулярной массой 280-310 кг/кмоль. Преимуществом процесса являются: селективное удаление сероводорода, низкая коррозионная активность, низкая температура замерзания, низкое давление насыщенных паров, термическая стойкость, высокая гигроскопичность (позволяющая одновременно производить осушку газа). К недостаткам следует отнести высокую растворимость углеводородов тяжелее этана.

Расчёт и проектирование установки для очистки природного газа селексом требует данных по совместной растворимости в селексоле углекислого газа, сероводорода и других сернистых соединений, а также по растворимости в селексоле присутствующих в природном газе углеводородов тяжелее этана. Промышленная установка для очистки природного газа селексом достаточно сложна, и обеспечивает осушку природного газа и абсорбцию содержащихся в

природном примесей, с их последующей десорбцией. Десорбция поглощённых селексом примесей производится ступенчато в каскаде газосепараторов и десорберов, что позволяет извлекать примеси избирательно и, тем самым, упрощает их дальнейшую переработку. Кроме того, для снижения энергетических затрат для сброса давления абсорбента после абсорбера вместо простого дросселирования используют гидротурбину. Проектирование такой установки требует применения специальных программных пакетов – систем автоматизированного проектирования (САПР), например, пакета моделирующих программ ChemCad).

При рассмотрении процесса очистки природного газа абсорбентом «селексол» в учебных целях примем ряд допущений, существенно упрощающих конструкцию абсорбционной установки и её расчёт.

Список допущений:

1) Природный газ содержит только один поглощаемый селексом компонент – сероводород, называемый абсорбтивом, другие сернистые соединения, а также углекислый газ и влага в природном газе не присутствуют.

2) Все углеводородные компоненты природного газа нерастворимы в селексоле, природный газ рассматривается как инерт (абсорбат).

3) Тепловым эффектом поглощения пренебрегаем, считая процесс абсорбции изотермическим.

4) Процесс десорбции упрощаем до одного равновесного десорбционного аппарата, где десорбция осуществляется путём снижения давления и повышения температуры, десорбирующие агенты (такие, как воздух, азот или водяной пар) применяемые для отдувки из селексола поглощённых веществ не используем. Способы понижения давления и повышения температуры перед десорбцией подробно не рассматриваем.

Данный ряд допущений позволяет осуществить расчёт абсорбционного аппарата вручную, без использования САПР.

Исходные данные

Абсорбтив (извлекаемое вещество A) – сероводород.

Абсорбент (поглотитель L) – селексол (диметиловый эфир полиэтиленгликоля).

Абсорбат (инерт G) – природный газ.

Условия в абсорбере: давление $p_1 = 7$ МПа, температура $t_1 = 25^\circ\text{C}$.

Условия в десорбере: давление $p_2 = 0,1$ МПа, температура $t_2 = 75^\circ\text{C}$.

Расходы и составы:

содержание абсорбтива в исходной газовой смеси $y_n = 9\% \text{ об.} = 0,09 \frac{\text{моль } A}{\text{моль } A + \text{моль } G}$,

объёмный расход исходной газовой смеси (приведённый к нормальным условиям) $\dot{V}_{y,n}^0 = 75\,000 \text{ м}^3/\text{ч} = 20,83 \text{ м}^3/\text{с}$,

степень поглощения $\varphi = 0,9$,

коэффициент избытка поглотителя $r = 1,4$.

Характеристики насадки:

тип контактных элементов – керамические кольца Рашига,

размеры контактных элементов $N = 25 \times 25 \times 3 \text{ мм}$,

коэффициент смачиваемости насадки $\Psi = 0,7$,

отношение фиктивной скорости газа в абсорбере к скорости захлёбывания насадки $n = 80\%$.

Физические свойства

Абсорбтив

Молекулярная масса сероводорода $M_A = 34,082 \text{ кг/кмоль}$ [3, с. 13].

Мольный объём сероводорода (для расчёта коэффициента диффузии)
 $v_A = 2 \cdot 3,7 + 25,6 = 33 \text{ см}^3/\text{моль}$ [4, с. 288].

Вязкость сероводорода при н. у. $\mu_A^0 \approx 11,66 \text{ мкПа} \cdot \text{с}$ [3, с. 13].

Константа Саттерленда сероводорода $C_A = 331 \text{ К}$ [3, с. 13].

Абсорбент

Молярная масса селексола $M_L = 295 \text{ кг/кмоль}$ [1, с. 339].

Мольный объём селексола (для расчёта коэффициента диффузии)
 $v_L = 285 \text{ см}^3/\text{моль}$ [4, с. 288].

Плотность

Плотность селексола при $t_1 = 25^\circ\text{C}$: $\rho_{L1} = 1030 \text{ кг/м}^3$ [1, с. 339].

Плотность селексола при $t_2 = 75^\circ\text{C}$: $\rho_{L2} = 1011 \text{ кг/м}^3$ (найдено по методу Ганна и Ямады [2, с. 66]).

Вязкость

Вязкость селексола при $t_1 = 25^\circ\text{C}$: $\mu_{L1} = 5,8 \text{ мПа} \cdot \text{с}$ [1, с. 339].

Абсорбат

Молекулярная масса природного газа $M_G \approx 18 \text{ кг/кмоль}$ [5].

Мольный объём природного газа (для расчёта коэффициента диффузии)
 $v_G \approx 31,4 \text{ см}^3/\text{моль}$ [5].

Вязкость природного газа при н. у. $\mu_G^0 \approx 10 \text{ мкПа} \cdot \text{с}$ [5].

Константа Саттерленда природного газа $C_G \approx 246 \text{ К}$ [5].

Построение равновесной линии

Растворимость α газов в поглотителях выражается в приведённых к нормальным условиям кубометрах газа, отнесённым к кубометрам жидкого поглотителя $\left(\frac{\text{м}^3 \text{ A}}{\text{м}^3 \text{ L}}\right)$, либо в приведённых к нормальным условиям кубических сантиметрах газа, отнесённым к граммам жидкого поглотителя $\left(\frac{\text{см}^3 \text{ A}}{\text{г L}}\right)$. Данные по растворимости представлены в справочной литературе [1] в виде табличной зависимости растворимости от давления (см. приложение).

Для построения равновесной линии необходимо перевести растворимость, выраженную в $\frac{\text{м}^3 \text{ A}}{\text{м}^3 \text{ L}}$ или в $\frac{\text{см}^3 \text{ A}}{\text{г L}}$, в относительные мольные доли X растворённого газа (абсорбтива) в поглотителе (абсорбенте) $\frac{\text{кмоль A}}{\text{кмоль L}}$.

Пересчёт растворимости в относительные мольные доли, если растворимость выражена в $\frac{\text{м}^3 \text{ A}}{\text{м}^3 \text{ L}}$:
$$X = \frac{n_A}{n_L} = \frac{V_A^0 / V_m^0}{V_L \cdot \rho_L / M_L} = \frac{V_A^0}{V_L} \cdot \frac{M_L}{\rho_L \cdot V_m^0} = \alpha \cdot \frac{M_L}{\rho_L \cdot V_m^0}.$$

Пересчёт растворимости в относительные мольные доли, если растворимость выражена в $\frac{\text{см}^3 \text{ A}}{\text{г L}}$:
$$X = \frac{n_A}{n_L} = \frac{V_A^0 / V_m^0}{m_L / M_L} = \frac{V_A^0}{m_L} \cdot \frac{M_L}{V_m^0} = \alpha \cdot \frac{M_L}{V_m^0},$$
 в соотношении растворимость выражена в $\frac{\text{м}^3 \text{ A}}{\text{кг L}}$, чтобы подставлять растворимость при её табличном значении, выраженном в $\frac{\text{см}^3 \text{ A}}{\text{г L}}$, необходимо её разделить на $\frac{\text{м}^3 \text{ A} / \text{см}^3 \text{ A}}{\text{кг L} / \text{г L}} = \frac{10^6}{10^3} = 10^3$.

Таким образом, итоговая формула пересчёта растворимости, выраженной в $\frac{\text{см}^3 \text{ A}}{\text{г L}}$:
$$X = \alpha \cdot 10^{-3} \cdot \frac{M_L}{V_m^0}.$$

Относительная мольная доля абсорбтива в газовой фазе находим, как отношение парциальных давлений:
$$Y = \frac{p_A}{p_G} = \frac{p_A}{p_{\text{общ}} - p_A},$$
 где $p_{\text{общ}}$ приравняем к давлению в абсорбере p_1 , а p_A приравняем к табличному значению давления чистого абсорбтива над его насыщенным раствором в поглотителе.

Табл. 2. Расчёт точек равновесной линии по данным о растворимости сероводорода в селексоле для условий в абсорбере ($t_1 = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$, $p_1 = 7\text{ МПа}$)

Давление сероводорода над раствором	Растворимость сероводорода в селексоле	Относительные мольные доли	
		в жидкой фазе	в газовой фазе
$p_A, \text{ МПа}$	$\alpha, \frac{\text{м}^3 \text{ А}}{\text{м}^3 \text{ Л}}$	$X, \frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль Л}}$	$Y, \frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль Г}}$
0,01	0,3	0,003836	0,001431
0,05	1,5	0,01918	0,007194
0,10	3,0	0,03836	0,01449
0,50	14,9	0,1905	0,07692
1,00	29,9	0,3823	0,1667
1,50	44,8	0,5728	0,2727

Рассчитываем точки равновесной линии для абсорбера ($t_1 = 25\text{ }^{\circ}\text{C}$, $p_1 = 7\text{ МПа}$).

Точка 1:

$$X = \alpha \cdot \frac{M_L}{\rho_{L1} \cdot V_m^0} = 0,3 \frac{\text{м}^3 \text{ А}}{\text{м}^3 \text{ Л}} \cdot \underbrace{\frac{295 \text{ кг/кмоль}}{1030 \text{ кг/м}^3 \cdot 22,4 \text{ м}^3/\text{кмоль}}}_{0,01279} = 0,003836 \frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль Л}},$$

$$Y = \frac{p_A}{p_1 - p_A} = \frac{0,01 \text{ МПа}}{7 \text{ МПа} - 0,01 \text{ МПа}} = 0,001431 \frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль Г}}.$$

Точка 2:

$$X = 1,5 \frac{\text{м}^3 \text{ А}}{\text{м}^3 \text{ Л}} \cdot 0,01279 = 0,01918 \frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль Л}}, \quad Y = \frac{0,05 \text{ МПа}}{7 \text{ МПа} - 0,05 \text{ МПа}} = 0,007194 \frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль Г}}.$$

Точка 3:

$$X = 3,0 \frac{\text{м}^3 \text{ А}}{\text{м}^3 \text{ Л}} \cdot 0,01279 = 0,03836 \frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль Л}}, \quad Y = \frac{0,10 \text{ МПа}}{7 \text{ МПа} - 0,10 \text{ МПа}} = 0,01449 \frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль Г}}.$$

Точка 4:

$$X = 14,9 \frac{\text{м}^3 \text{ А}}{\text{м}^3 \text{ Л}} \cdot 0,01279 = 0,1905 \frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль Л}}, \quad Y = \frac{0,50 \text{ МПа}}{7 \text{ МПа} - 0,50 \text{ МПа}} = 0,07692 \frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль Г}}.$$

Точка 5:

$$X = 29,9 \frac{\text{м}^3 \text{ А}}{\text{м}^3 \text{ Л}} \cdot 0,01279 = 0,3823 \frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль Л}}, \quad Y = \frac{1,00 \text{ МПа}}{7 \text{ МПа} - 1,00 \text{ МПа}} = 0,1667 \frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль Г}}.$$

Точка 6:

$$X = 44,8 \frac{\text{м}^3 \text{ А}}{\text{м}^3 \text{ Л}} \cdot 0,01279 = 0,5728 \frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль Л}}, \quad Y = \frac{1,50 \text{ МПа}}{7 \text{ МПа} - 1,50 \text{ МПа}} = 0,2727 \frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль Г}}.$$

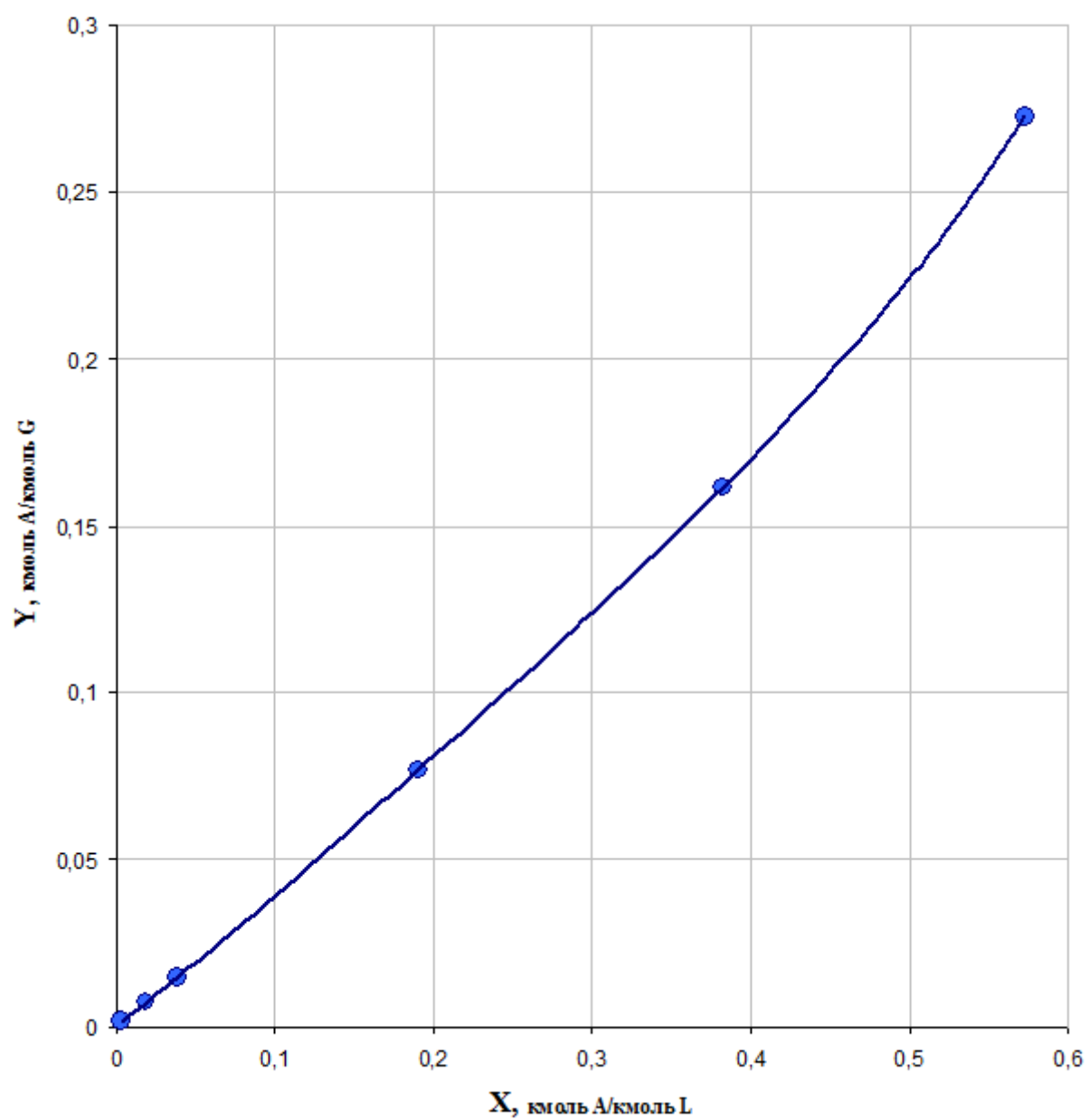


Рис. 1. Равновесная линия в условиях абсорбции

Материальный баланс процесса абсорбции

Газовая фаза

Молярный расход газовой фазы на входе в абсорбер:

$$\dot{n}_{y,n} = \frac{\dot{V}_{y,n}^0}{V_m^0} = \frac{20,83 \text{ м}^3/\text{с}}{22,4 \text{ м}^3/\text{кмоль}} = 0,9301 \text{ кмоль}/\text{с},$$

где V_m^0 – молярный объём при нормальных условиях.

Количество абсорбтива (сероводорода) в газовой фазе на входе в абсорбер:

$$\dot{n}_{A,n} = \dot{n}_{y,n} \cdot y_n = 0,9301 \text{ кмоль}/\text{с} \cdot 0,09 = 0,08371 \text{ кмоль}/\text{с},$$

$$\dot{m}_{A,n} = \dot{n}_{A,n} \cdot M_A = 0,08371 \text{ кмоль}/\text{с} \cdot 34,082 \text{ кг}/\text{кмоль} = 2,853 \text{ кг}/\text{с}.$$

Количество абсорбата (природного газа) проходящего через абсорбер:

$$\dot{n}_G = \dot{n}_{y,n} \cdot (1 - y_n) = 0,9300 \text{ кмоль}/\text{с} \cdot (1 - 0,09) = 0,8464 \text{ кмоль}/\text{с},$$

$$\dot{m}_G = \dot{n}_G \cdot M_G = 0,8464 \text{ кмоль}/\text{с} \cdot 18 \text{ кг}/\text{кмоль} = 15,23 \text{ кг}/\text{с}.$$

Межфазный поток абсорбтива – количество абсорбтива (сероводорода), переходящее из газовой фазы в жидкую:

$$\Delta \dot{n}_A = \dot{n}_{A,n} \cdot \varphi = 0,08371 \text{ кмоль}/\text{с} \cdot 0,9 = 0,07533 \text{ кмоль}/\text{с},$$

$$\Delta \dot{m}_A = \Delta \dot{n}_A \cdot M_A = 0,07534 \text{ кмоль}/\text{с} \cdot 34,082 \text{ кг}/\text{кмоль} = 2,568 \text{ кг}/\text{с}.$$

Массовый расход газовой фазы на входе в абсорбер:

$$\dot{m}_{y,n} = \dot{m}_G + \dot{m}_{A,n} = 15,23 \text{ кг}/\text{с} + 2,853 \text{ кг}/\text{с} = 18,08 \text{ кг}/\text{с}.$$

Расход газовой фазы на выходе из абсорбера:

$$\dot{n}_{y,\kappa} = \dot{n}_{y,n} - \Delta \dot{n}_A = 0,9300 \text{ кмоль}/\text{с} - 0,07534 \text{ кмоль}/\text{с} = 0,8547 \text{ кмоль}/\text{с},$$

$$\dot{m}_{y,\kappa} = \dot{m}_{y,n} - \Delta \dot{m}_A = 18,08 \text{ кг}/\text{с} - 2,568 \text{ кг}/\text{с} = 15,51 \text{ кг}/\text{с}.$$

Относительная мольная доля абсорбтива (сероводорода) в газовой фазе на входе и выходе абсорбера:

$$Y_n = \frac{y_n}{1 - y_n} = \frac{0,09}{1 - 0,09} = 0,09890 \frac{\text{кмоль } A}{\text{кмоль } G},$$

$$Y_\kappa = Y_n \cdot (1 - \varphi) = 0,09890 \frac{\text{кмоль } A}{\text{кмоль } G} \cdot (1 - 0,9) = 0,009890 \frac{\text{кмоль } A}{\text{кмоль } G}.$$

Жидкая фаза

Состав жидкой фазы на входе в абсорбер соответствует составу жидкой фазы на выходе из десорбера, который находят из равновесной растворимости абсорбтива в поглотителе в условиях десорбции ($t_2 = 75\text{ }^{\circ}\text{C}$, $p_2 = 0,1\text{ МПа}$):

$$X_n = \alpha \cdot \frac{M_L}{\rho_{L2} \cdot V_m^0} = 0,9 \frac{\text{м}^3 \text{А}}{\text{м}^3 \text{Л}} \cdot \frac{295 \text{ кг/кмоль}}{1011 \text{ кг/м}^3 \cdot 22,4 \text{ м}^3/\text{кмоль}} = 0,01172 \frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль Л}}.$$

Для нахождения минимального расхода абсорбента (поглотителя) необходим равновесный состав жидкой фазы на выходе из абсорбера, который находим по равновесной линии (см. рис. 3): $X^*(Y_n) = 0,2375$.

Минимальный расход поглотителя (селексола):

$$\dot{n}_{L, \min} = \frac{\Delta \dot{n}_A}{X^*(Y_n) - X_n} = \frac{0,07533 \text{ кмоль/с}}{0,2375 - 0,01172} = 0,3337 \text{ кмоль/с}.$$

Расход поглотителя (селексола):

$$\dot{n}_L = r \cdot \dot{n}_{L, \min} = 1,4 \cdot 0,3337 \text{ кмоль/с} = 0,4672 \text{ кмоль/с},$$

$$\dot{m}_L = \dot{n}_L \cdot M_L = 0,4672 \text{ кмоль/с} \cdot 295 \text{ кг/кмоль} = 137,8 \text{ кг/с}.$$

Состав жидкой фазы на выходе из абсорбера:

$$X_k = X_n + \frac{\Delta \dot{n}_A}{\dot{n}_L} = 0,01172 \frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль Л}} + \frac{0,07533 \text{ кмоль/с}}{0,4672 \text{ кмоль/с}} = 0,1730 \frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль Л}}.$$

Расход жидкой фазы на входе в абсорбер:

$$\dot{n}_{x, n} = \dot{n}_L + \dot{n}_L \cdot X_n = 0,4672 \text{ кмоль/с} + 0,4672 \text{ кмоль/с} \cdot 0,01172 \frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль Л}} = 0,4727 \text{ кмоль/с},$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{x, n} &= \dot{m}_L + \dot{n}_L \cdot X_n \cdot M_A = \\ &= 137,8 \text{ кг/с} + 0,4672 \text{ кмоль/с} \cdot 0,01172 \frac{\text{кмоль А}}{\text{кмоль Л}} \cdot 34,082 \text{ кг/с} = 138,0 \text{ кг/с}. \end{aligned}$$

Расход жидкой фазы на выходе из абсорбера:

$$\dot{n}_{x, k} = \dot{n}_{x, n} + \Delta \dot{n}_A = 0,4727 \text{ кмоль/с} + 0,07533 \text{ кмоль/с} = 0,5480 \text{ кмоль/с},$$

$$\dot{m}_{x, k} = \dot{m}_{x, n} + \Delta \dot{m}_A = 138,0 \text{ кг/с} + 2,568 \text{ кг/с} = 140,6 \text{ кг/с}.$$

Результаты расчёта заносим на схему потоков в абсорбере (рис. 2).

Газовая фаза на выходе
из абсорбера:

$$Y_{\kappa} = 0,009890,$$

$$\dot{n}_{y,\kappa} = 0,8547 \text{ кмоль/с},$$

$$\dot{m}_{y,\kappa} = 15,51 \text{ кг/с}.$$

Жидкая фаза на входе
в абсорбер:

$$X_{\text{н}} = 0,01172,$$

$$\dot{n}_{x,\text{н}} = 0,4727 \text{ кмоль/с},$$

$$\dot{m}_{x,\text{н}} = 138,0 \text{ кг/с}.$$

Межфазный поток:

$$\Delta \dot{n}_A = 0,07533 \text{ кмоль/с},$$

$$\Delta \dot{m}_A = 2,568 \text{ кг/с}.$$

Поток абсорбата:

$$\dot{n}_G = 0,8363 \text{ кмоль/с},$$

$$\dot{m}_G = 15,23 \text{ кг/с}.$$

Поток абсорбтива:

$$\dot{n}_L = 0,4672 \text{ кмоль/с},$$

$$\dot{m}_L = 137,8 \text{ кг/с}.$$

Газовая фаза на входе в
абсорбер:

$$Y_{\text{н}} = 0,09890,$$

$$\dot{n}_{y,\text{н}} = 0,9301 \text{ кмоль/с},$$

$$\dot{m}_{y,\text{н}} = 18,08 \text{ кг/с}.$$

Жидкая фаза на выходе
из абсорбера:

$$X_{\kappa} = 0,1730,$$

$$\dot{n}_{x,\kappa} = 0,5480 \text{ кмоль/с},$$

$$\dot{m}_{x,\kappa} = 140,6 \text{ кг/с}.$$

Рис. 2. Схема потоков в абсорбере

Построение рабочей линии

Рабочая линия процесса абсорбции в относительных долях представляет собой прямую линию, уравнение которой может быть получено из уравнения материального баланса процесса абсорбции:

$$\dot{n}_G \cdot (Y_n - Y_k) = \dot{n}_L \cdot (X_k - X_n),$$

заменяем X_k на переменный аргумент X , Y_n на функцию от аргумента Y :

$$\dot{n}_G \cdot (Y - Y_k) = \dot{n}_L \cdot (X - X_n) \Rightarrow Y = \frac{\dot{n}_L}{\dot{n}_G} \cdot (X - X_n) + Y_k \Rightarrow Y = \frac{\dot{n}_L}{\dot{n}_G} \cdot X + Y_k - \frac{\dot{n}_L}{\dot{n}_G} \cdot X_n,$$

таким образом, уравнение рабочей линии имеет вид: $Y = a \cdot X + b$, где коэффициент (тангенс угла) наклона рабочей линии $a = \frac{\dot{n}_L}{\dot{n}_G}$, а отрезок, отсекаемый ра-

бочей линией на вертикальной оси $b = Y_k - \frac{\dot{n}_L}{\dot{n}_G} \cdot X_n$.

Определим численные значения коэффициентов рабочей линии:

$$a = \frac{\dot{n}_L}{\dot{n}_G} = \frac{0,4616 \text{ кмоль/с}}{0,8363 \text{ кмоль/с}} = 0,5520 \quad (\text{данная величина называется удельным рас-}$$

ходом поглотителя l и может быть найдена из материального баланса

$$l = \frac{Y_n - Y_k}{X_k - X_n} = \frac{0,09890 - 0,009890}{0,1730 - 0,01172} = 0,5520);$$

$$b = Y_k - a \cdot X_n = 0,00989 - 0,5520 \cdot 0,01172 = -0,00342.$$

Для построения рабочей линии на графике воспользуемся двумя известными точками:

точка для верха колонны $X_n = 0,01172$, $Y_k = 0,009890$;

точка для низа колонны $X_k = 0,1730$, $Y_n = 0,09890$.

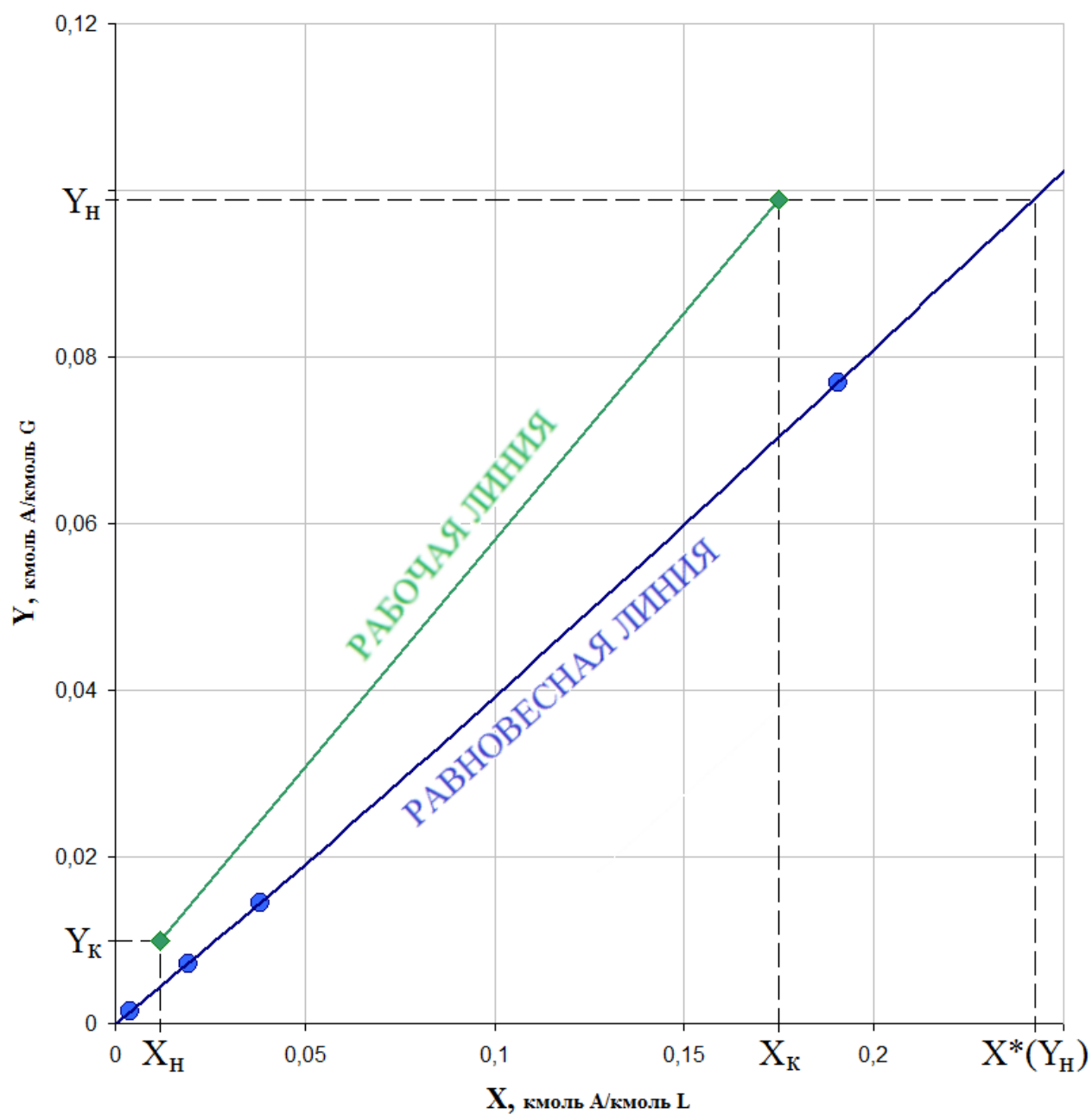


Рис. 3. Рабочая и равновесная линии процесса абсорбции

Расчёт движущей силы процесса абсорбции

Средняя логарифмическая разность концентраций

В случае если равновесная линия близка к прямой, движущая сила процесса абсорбции может быть найдена как среднее логарифмическое значение разностей рабочей и равновесной концентрации для нижнего и верхнего сечения абсорбера (рис. 4).

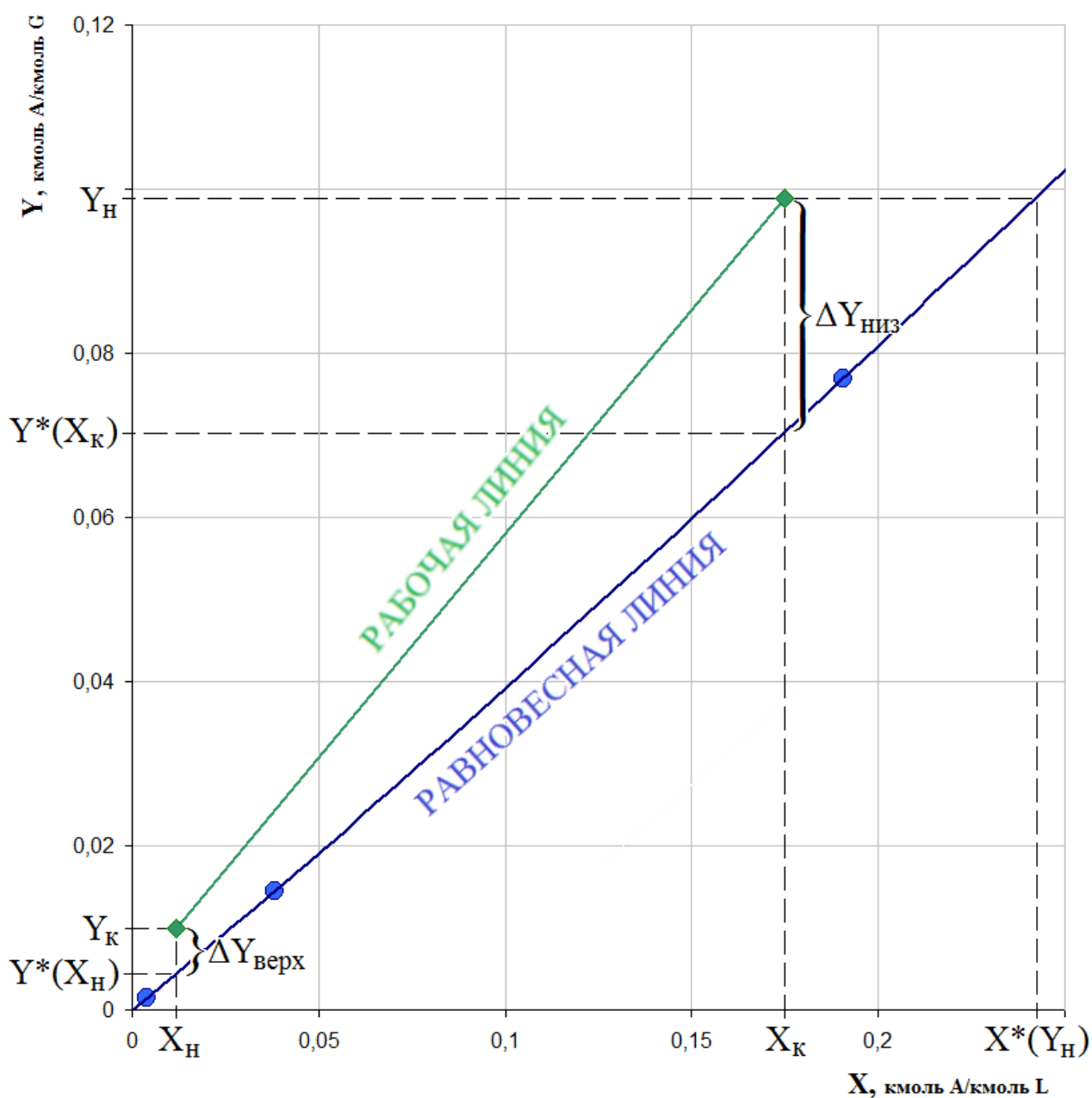


Рис. 4. Среднее логарифмическое значение разности концентраций

По линии равновесия (рис. 4) находим значения равновесного содержания абсорбтива для нижнего и верхнего сечения абсорбера:

$$\text{низ } Y^*(X_k) = 0,06973,$$

$$\text{верх } Y^*(X_n) = 0,00439.$$

Движущая сила в нижнем сечении абсорбера:

$$\Delta Y_{\text{низ}} = Y_n - Y^*(X_k) = 0,09890 - 0,06973 = 0,02917.$$

Движущая сила в верхнем сечении абсорбера:

$$\Delta Y_{\text{верх}} = Y_k - Y^*(X_n) = 0,00989 - 0,00439 = 0,00550.$$

Средняя логарифмическая движущая сила процесса абсорбции:

$$\Delta Y_{\text{ср. лог.}} = \frac{\Delta Y_{\text{низ}} - \Delta Y_{\text{верх}}}{\ln\left(\frac{\Delta Y_{\text{низ}}}{\Delta Y_{\text{верх}}}\right)} = \frac{0,02917 - 0,00550}{\ln\left(\frac{0,02917}{0,00550}\right)} = 0,01418.$$

Средняя интегральная разность концентраций

Если равновесная линия отклоняется от прямой, следует определить движущую силу через число единиц переноса, которые могут быть найдены графическим методом (рис. 5). Для этого необходимо построить функцию $f(Y) = \frac{1}{Y - Y^*}$, где

Y и Y^* взяты при одном и том же X , и посчитать площадь криволинейной трапеции, ограниченной пределами от Y_k до Y_n . Для этого необходимо разбить рассматриваемую фигуру на равные квадраты, посчитать их количество и площадь каждого квадрата, как произведение длин сторон квадрата, выраженных в координатах соответствующих осей.

Площадь криволинейной трапеции: $S = n \cdot s = n \cdot a \cdot b = 30,7 \cdot 0,01 \cdot 20 = 6,140$.

Число единиц переноса по газовой фазе: $N_y = \int_{Y_k}^{Y_n} \frac{1}{Y - Y^*} = S = 6,140$.

Средняя интегральная движущая сила процесса абсорбции:

$$\Delta Y_{\text{ср. инт.}} = \frac{Y_n - Y_k}{N_y} = \frac{0,09890 - 0,00989}{6,140} = 0,01450.$$

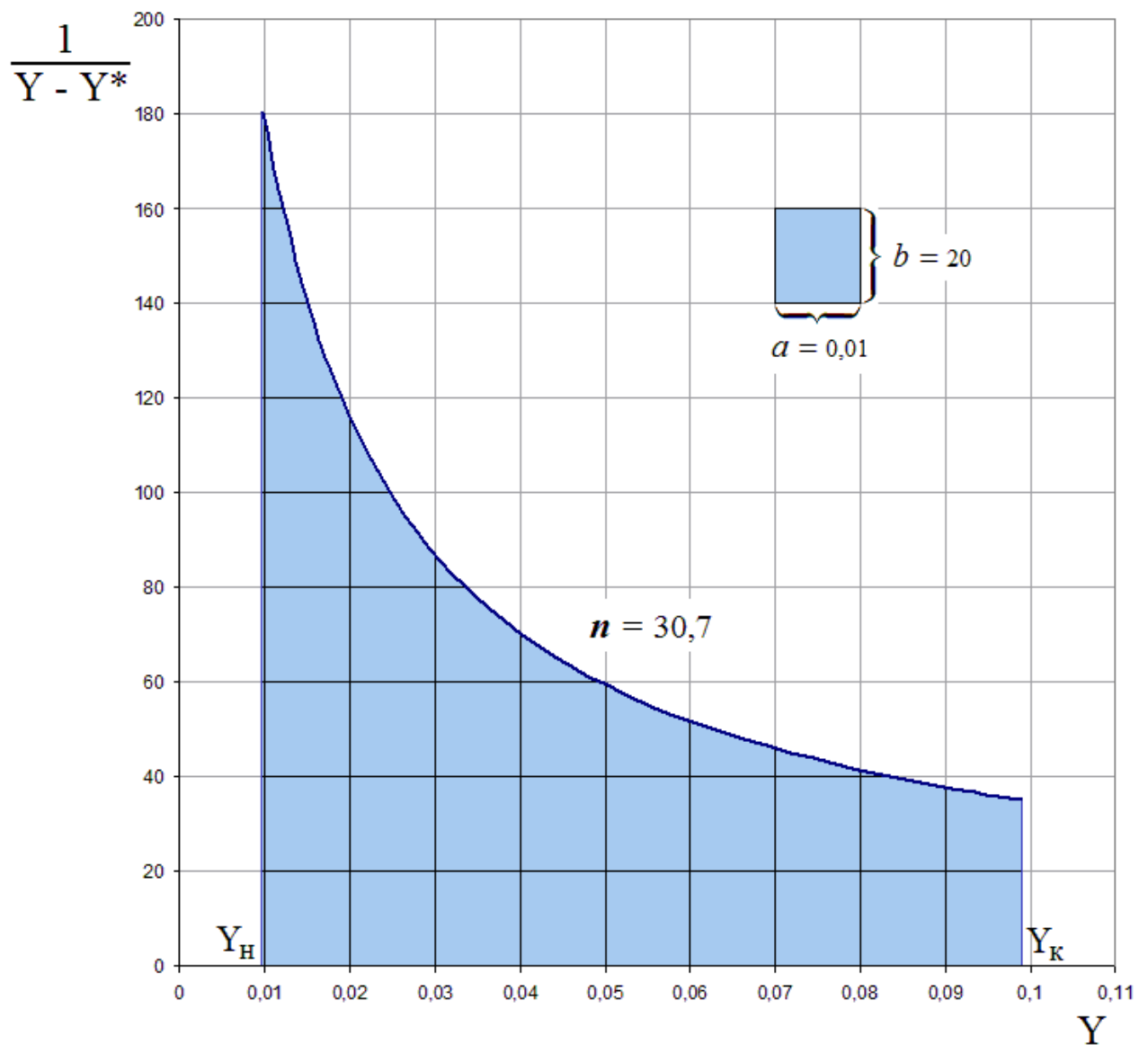


Рис. 5. Графическое определение числа единиц переноса

Очевидно, что если равновесная линия вогнутая, то $\Delta Y_{\text{ср.лог.}} < \Delta Y_{\text{ср.инт.}}$, для выпуклой равновесной линии $\Delta Y_{\text{ср.лог.}} > \Delta Y_{\text{ср.инт.}}$.

Расчёт диаметра абсорбера

Характеристики насадки [6, с. 196, табл. 5.1]:

насадка неупорядоченная из керамических колец Рашига $25 \times 25 \times 3$ мм,

удельная поверхность $a = 200 \text{ м}^2/\text{м}^3$,

свободный объём (порозность) $\varepsilon = 0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3$,

эквивалентный диаметр $d_s = 0,015 \text{ м}$.

Диаметр абсорбера должен обеспечивать стабильную работу абсорбера в плёночном режиме, для этого скорость газовой фазы в абсорбере должна быть меньше предельной скорости (скорости захлёбывания). Если пренебречь гидравлическим сопротивлением насадки, изменением объёмного расхода жидкой фазы и изменением температуры за счёт теплового эффекта смешения, то наибольший объёмный расход газовой фазы будет наблюдаться в нижнем сечении абсорбера. Соответственно, предельную скорость следует находить именно для этого сечения.

Скорость захлёбывания (предельная скорость) определяется решением уравне-

$$\text{ния: } \lg \left[\frac{w_{y, \text{пр}}^2 \cdot a}{g \cdot \varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_{y, \text{н}}}{\rho_{x, \text{к}}} \cdot \left(\frac{\mu_{x, \text{к}}}{\mu_{\text{г}}} \right)^{0,16} \right] = A - B \cdot \left(\frac{\dot{m}_{x, \text{к}}}{\dot{m}_{y, \text{н}}} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot \left(\frac{\rho_{y, \text{н}}}{\rho_{x, \text{к}}} \right)^{\frac{1}{8}}.$$

Для неупорядоченной насадки (кольца Рашига внавал) $A = -0,073$, $B = 1,75$ [6, с. 197].

Поскольку влияние концентрации растворённого в абсорбенте абсорбтива на свойства жидкой фазы неизвестно, то плотность и вязкость жидкой фазы принимаем равными плотности и вязкости абсорбента:

$$\rho_{x, \text{к}} \approx \rho_L = 1030 \text{ кг}/\text{м}^3, \quad \mu_{x, \text{к}} \approx \mu_L = 5,8 \text{ мПа} \cdot \text{с}.$$

Формула для нахождения скорости захлёбывания насадки была получена для воды при температуре 20°C , для распространения формулы на другие жидкости в неё был введён корректирующий множитель $\left(\mu_{x, \text{к}} / \mu_{\text{г}} \right)^{0,16}$, где $\mu_{\text{г}} = 1,0026 \text{ мПа} \cdot \text{с}$ – вязкость воды при 20°C .

Молярная масса и плотность газовой фазы в нижнем сечении:

$$M_{y,н} = M_A \cdot y_n + M_G \cdot (1 - y_n) =$$

$$= 34,082 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \cdot 0,09 + 18 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \cdot (1 - 0,09) = 19,45 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}},$$

$$\rho_{y,н} = \frac{M_{y,н}}{V_m^0} \cdot \frac{T_0}{T} \cdot \frac{p}{p_0} = \frac{19,45 \text{ кг/кмоль}}{22,4 \text{ м}^3/\text{кмоль}} \cdot \frac{273,15 \text{ К}}{(273,15 + 25) \text{ К}} \cdot \frac{7 \text{ МПа}}{0,101325 \text{ МПа}} = 54,95 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Расчёт предельной скорости:

$$A - B \cdot \left(\frac{\dot{m}_{x,к}}{\dot{m}_{y,н}} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot \left(\frac{\rho_{y,н}}{\rho_{x,к}} \right)^{\frac{1}{8}} = -0,073 - 1,75 \cdot \left(\frac{140,6 \text{ кг/с}}{18,08 \text{ кг/с}} \right)^{\frac{1}{4}} \cdot \left(\frac{54,95 \text{ кг/м}^3}{1030 \text{ кг/м}^3} \right)^{\frac{1}{8}} = -2,099;$$

$$\frac{a}{g \cdot \varepsilon^3} \cdot \frac{\rho_{y,н}}{\rho_{x,к}} \left(\frac{\mu_{x,к}}{\mu_g} \right)^{0,16} =$$

$$= \frac{200 \text{ м}^2/\text{м}^3}{9,81 \text{ м/с}^2 \cdot (0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3)^3} \cdot \frac{54,95 \text{ кг/м}^3}{1030 \text{ кг/м}^3} \cdot \left(\frac{5,8 \text{ мПа} \cdot \text{с}}{1,0026 \text{ мПа} \cdot \text{с}} \right)^{0,16} = 3,554;$$

$$w_{y,нр} = \sqrt{\frac{10^{-2,099}}{3,554}} = 0,04733 \text{ м/с}.$$

По условию отношение фиктивной скорости газа в абсорбере к скорости захлёбывания насадки $n = 80 \%$, следовательно, скорость газа в абсорбере:

$$w_y = w_{y,нр} \cdot n = 0,04733 \text{ м/с} \cdot 0,8 = 0,03786 \text{ м/с}.$$

Объёмный расход газовой фазы на входе при рабочих условиях:

$$\dot{V}_{y,н} = \dot{V}_{y,н}^0 \cdot \frac{T}{T_0} \cdot \frac{p_0}{p} = 20,83 \text{ м}^3/\text{с} \cdot \frac{(273,15 + 25) \text{ К}}{273,15 \text{ К}} \cdot \frac{0,101325 \text{ МПа}}{7 \text{ МПа}} = 0,3291 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Ориентировочная площадь сечения абсорбера:

$$S_{op} = \frac{\dot{V}_{y,н}}{w_y} = \frac{0,3291 \text{ м}^3/\text{с}}{0,03786 \text{ м/с}} = 8,693 \text{ м}^2.$$

$$\text{Ориентировочный диаметр абсорбера: } D_{op} = \sqrt{\frac{4 \cdot S_{op}}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 8,693 \text{ м}^2}{3,142}} = 3,327 \text{ м}.$$

Выберем ближайший больший стандартный диаметр колонны [6, с. 197]:

$$D = 3,4 \text{ м}.$$

Расчёт коэффициента массоотдачи в газовой фазе

Абсолютная мольная доля абсорбтива в газовой фазе в верхнем сечении:

$$y_{\kappa} = \frac{Y_{\kappa}}{1 + Y_{\kappa}} = \frac{0,009890}{1 + 0,009890} = 0,009793.$$

Молярная масса и плотность газовой фазы в верхнем сечении:

$$M_{y,\kappa} = M_A \cdot y_{\kappa} + M_G \cdot (1 - y_{\kappa}) =$$

$$= 34,082 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \cdot 0,009793 + 18 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}} \cdot (1 - 0,009793) = 18,17 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}},$$

$$\rho_{y,\kappa} = \frac{M_{y,\kappa}}{V_m^0} \cdot \frac{T_0}{T} \cdot \frac{p}{p_0} = \frac{18,17 \text{ кг/кмоль}}{22,4 \text{ м}^3/\text{кмоль}} \cdot \frac{273,15 \text{ К}}{(273,15 + 25) \text{ К}} \cdot \frac{7 \text{ МПа}}{0,101325 \text{ МПа}} = 51,33 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}.$$

Средняя плотность газовой фазы:

$$\rho_{y, \text{cp}} = \frac{\rho_{y, \text{н}} + \rho_{y, \kappa}}{2} = \frac{54,95 \text{ кг/м}^3 + 51,33 \text{ кг/м}^3}{2} = 53,14 \text{ кг/м}^3.$$

Вязкость абсорбтива при нормальных условиях и константа Саттерленда:

$$\mu_A^0 = 11,66 \text{ мкПа} \cdot \text{с}, C_A = 331 \text{ К} [3, \text{с. 12}].$$

Вязкость абсорбата при нормальных условиях и константа Саттерленда:

$$\mu_G^0 \approx 10 \text{ мкПа} \cdot \text{с}, C_G \approx 246 \text{ К} [5].$$

Вязкость абсорбтива при условиях абсорбции:

$$\begin{aligned} \mu_A &= \mu_A^0 \cdot \frac{T_0 + C_A}{T + C_A} \cdot \left(\frac{T}{T_0} \right)^{1,5} = \\ &= 11,66 \text{ мкПа} \cdot \text{с} \cdot \frac{273,15 + 331}{273,15 + 25 + 331} \cdot \left(\frac{273,15 + 25}{273,15} \right)^{1,5} = 12,77 \text{ мкПа} \cdot \text{с}. \end{aligned}$$

Вязкость абсорбата при условиях абсорбции:

$$\begin{aligned} \mu_G &= \mu_G^0 \cdot \frac{T_0 + C_G}{T + C_G} \cdot \left(\frac{T}{T_0} \right)^{1,5} = \\ &= 10 \text{ мкПа} \cdot \text{с} \cdot \frac{273,15 + 246}{273,15 + 25 + 246} \cdot \left(\frac{273,15 + 25}{273,15} \right)^{1,5} = 10,88 \text{ мкПа} \cdot \text{с}. \end{aligned}$$

Вязкость газовой фазы в нижнем сечении:

$$\mu_{y,н} = \frac{M_{y,н}}{\frac{M_A \cdot y_n}{\mu_A} + \frac{M_G \cdot (1 - y_n)}{\mu_G}} =$$
$$= \frac{19,45 \text{ кг/кмоль}}{\frac{34,082 \text{ кг/кмоль} \cdot 0,09}{12,77 \text{ мкПа} \cdot \text{с}} + \frac{18 \text{ кг/кмоль} \cdot (1 - 0,09)}{10,88 \text{ мкПа} \cdot \text{с}}} = 11,14 \text{ мкПа} \cdot \text{с}.$$

Вязкость газовой фазы в верхнем сечении:

$$\mu_{y,к} = \frac{M_{y,к}}{\frac{M_A \cdot y_k}{\mu_A} + \frac{M_G \cdot (1 - y_k)}{\mu_G}} =$$
$$= \frac{18,17 \text{ кг/кмоль}}{\frac{34,082 \text{ кг/кмоль} \cdot 0,009793}{12,77 \text{ мкПа} \cdot \text{с}} + \frac{18 \text{ кг/кмоль} \cdot (1 - 0,009793)}{10,88 \text{ мкПа} \cdot \text{с}}} = 10,91 \text{ мкПа} \cdot \text{с}.$$

Средняя вязкость газовой фазы:

$$\mu_{y,ср} = \frac{\mu_{y,н} + \mu_{y,к}}{2} = \frac{11,14 \text{ мкПа} \cdot \text{с} + 10,91 \text{ мкПа} \cdot \text{с}}{2} = 11,03 \text{ мкПа} \cdot \text{с}.$$

Площадь сечения колонны:

$$S = \pi \cdot \frac{D^2}{4} = 3,142 \cdot \frac{(3,4 \text{ м})^2}{4} = 9,079 \text{ м}^2.$$

Скорость газовой фазы в нижнем сечении колонны:

$$w_{y,н} = \frac{\dot{V}_{y,н}}{S} = \frac{0,3291 \text{ м}^3/\text{с}}{9,079 \text{ м}^2} = 0,03625 \text{ м/с}.$$

Молярный объём в условиях абсорбции:

$$V_m = V_m^0 \cdot \frac{T}{T_0} \cdot \frac{p_0}{p} = 22,4 \frac{\text{м}^3}{\text{кмоль}} \cdot \frac{(273,15 + 25) \text{ К}}{273,15 \text{ К}} \cdot \frac{0,101325 \text{ МПа}}{7 \text{ МПа}} = 0,3539 \frac{\text{м}^3}{\text{кмоль}}.$$

Объёмный расход газовой фазы на выходе при рабочих условиях:

$$\dot{V}_{y,к} = \dot{n}_{y,к} \cdot V_m = 0,8547 \text{ кмоль/с} \cdot 0,3539 \text{ м}^3/\text{кмоль} = 0,3025 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Скорость газовой фазы в нижнем сечении колонны:

$$w_{y,н} = \frac{\dot{V}_{y,н}}{S} = \frac{0,3025 \text{ м}^3/\text{с}}{9,079 \text{ м}^2} = 0,03332 \text{ м/с}.$$

Средняя скорость газовой фазы:

$$w_{y,ср} = \frac{w_{y,н} + w_{y,к}}{2} = \frac{0,03625 \text{ м/с} + 0,03332 \text{ м/с}}{2} = 0,03478 \text{ м/с}.$$

Критерий Рейнольдса для газовой фазы:

$$Re_y = \frac{w_{y,ср} \cdot d_{\text{э}} \cdot \rho_{y,ср}}{\varepsilon \cdot \mu_{y,ср}} = \frac{0,03478 \text{ м/с} \cdot 0,015 \text{ м} \cdot 53,14 \text{ кг/м}^3}{0,74 \text{ м}^3/\text{м}^3 \cdot 11,03 \text{ мкПа} \cdot \text{с}} = 3\,397.$$

Коэффициент диффузии в газовой фазе:

$$D_y = \frac{4,22 \cdot 10^{-2} \cdot T^{1,5}}{p \cdot (v_A^{1/3} + v_G^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_G}} =$$
$$= \frac{4,22 \cdot 10^{-2} \cdot [(273,15 + 25) \text{ К}]^{1,5}}{7 \cdot 10^6 \text{ Па} \cdot (33^{1/3} + 31,4^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{33,082 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}} + \frac{1}{18 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}}} = 2,246 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Диффузный критерий Прандтля для газовой фазы:

$$Pr_y = \frac{\mu_{y,ср}}{\rho_{y,ср} \cdot D_y} = \frac{11,03 \text{ мкПа} \cdot \text{с}}{53,14 \text{ кг/м}^3 \cdot 2,246 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с}} = 0,9243.$$

Диффузный критерий Нуссельта для газовой фазы при неупорядоченной насадке:

$$Nu_y = 0,407 \cdot Re_y^{0,665} \cdot Pr_y^{0,33} = 0,407 \cdot 3\,397^{0,665} \cdot 0,9243^{0,33} = 88,41.$$

Объёмный коэффициент массоотдачи для газовой фазы:

$$\beta_{y,V} = Nu_y \cdot \frac{D_y}{d_{\text{э}}} = 88,41 \cdot \frac{2,246 \cdot 10^{-7} \text{ м}^2/\text{с}}{0,015 \text{ м}} = 1,324 \cdot 10^{-3} \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}.$$

Мольный коэффициент массоотдачи для газовой фазы:

$$\beta_y = \beta_{y,V} / V_m = 1,324 \cdot 10^{-3} \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} / 0,3539 \frac{\text{м}^3}{\text{кмоль}} = 3,740 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}.$$

Расчёт коэффициента массоотдачи в жидкой фазе

Поскольку влияние концентрации растворённого в абсорбенте абсорбтива на свойства жидкой фазы неизвестно, то плотность орошения (являющуюся фиктивной скоростью жидкой фазы) рассчитываем по чистому абсорбенту:

$$U = \frac{\dot{V}_{x, cp}}{S} \approx \frac{\dot{V}_L}{S} = \frac{\dot{m}_L}{\rho_{L1} \cdot S} = \frac{137,8 \text{ кг/с}}{1030 \text{ кг/м}^3 \cdot 9,079 \text{ м}^2} = 0,01474 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}.$$

Модифицированный критерий Рейнольдса для стекающей по насадке плёнки жидкости:

$$\text{Re}_x \approx \frac{4 \cdot U \cdot \rho_{L1}}{a \cdot \mu_L} = \frac{4 \cdot 0,01474 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \cdot 1030 \text{ кг/м}^3}{200 \text{ м}^2/\text{м}^3 \cdot 5,8 \text{ мПа} \cdot \text{с}} = 55,19.$$

Коэффициент диффузии в жидкой фазе при 20°C [4, с. 289, ф-ла 6.22]:

$$D_{x, 20^\circ\text{C}} = \frac{10^{-6}}{A \cdot B \cdot \sqrt{\mu_{x, 20^\circ\text{C}}} \cdot (v_A^{1/3} + v_L^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_L}} =$$

$$= \frac{10^{-6}}{1 \cdot 1 \cdot \sqrt{6,0 \text{ мПа} \cdot \text{с}} \cdot (33^{1/3} + 285^{1/3})^2} \cdot \sqrt{\frac{1}{33,082 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}} + \frac{1}{295 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}}} = 7,812 \cdot 10^{-10} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Температурный коэффициент:

$$b = 0,2 \cdot \frac{\sqrt{\mu_{L, 20^\circ\text{C}}}}{\sqrt[3]{\rho_{L, 20^\circ\text{C}}}} = 0,2 \cdot \frac{\sqrt{6,0 \text{ мПа} \cdot \text{с}}}{\sqrt[3]{1032 \text{ кг/м}^3}} = 0,04848.$$

Коэффициент диффузии в жидкой фазе [4, с. 289, ф-ла 6.23]:

$$D_x = D_{x, 20^\circ\text{C}} \cdot [1 + b \cdot (t_1 - 20)] =$$

$$= 7,812 \cdot 10^{-10} \text{ м}^2/\text{с} \cdot [1 + 0,04848 \cdot (25 - 20)] = 9,706 \cdot 10^{-10} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Коэффициент диффузии в жидкой фазе также может быть найден по формуле для разбавленных растворов [4, с. 289, ф-ла 6.25]:

$$D_x = 7,4 \cdot 10^{-12} \cdot \frac{T_1 \cdot \sqrt{\beta \cdot M_L}}{\mu_L \cdot v_A^{0,6}} =$$

$$= 7,4 \cdot 10^{-12} \cdot \frac{(273,15 + 25) \text{ К} \cdot \sqrt{1 \cdot 295 \frac{\text{кг}}{\text{кмоль}}}}{5,8 \text{ мПа} \cdot \text{с} \cdot 33^{0,6}} = 8,015 \cdot 10^{-10} \text{ м}^2/\text{с}.$$

Расчёт по формуле 6.25 рекомендуется выполнять для отрицательных температур, для которых невозможно использование формулы 6.23.

Диффузный критерий Прандтля для жидкой фазы:

$$\text{Pr}_x = \frac{\mu_x}{\rho_x \cdot D_x} \approx \frac{\mu_L}{\rho_{L1} \cdot D_x} = \frac{5,8 \text{ мПа} \cdot \text{с}}{1030 \text{ кг/м}^3 \cdot 9,706 \cdot 10^{-10} \text{ м}^2/\text{с}} = 5\,802.$$

Диффузный критерий Нуссельта для жидкой фазы:

$$\text{Nu}_x = 0,0021 \cdot \text{Re}_x^{0,75} \cdot \text{Pr}_x^{0,5} = 0,0021 \cdot 55,19^{0,75} \cdot 5\,802^{0,5} = 3,239.$$

Приведённая толщина стекающей по насадке плёнки жидкости:

$$\delta_{np} = \left(\frac{\mu_L^2}{\rho_{L1}^2 \cdot g} \right)^{\frac{1}{3}} = \left[\frac{(5,8 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с})^2}{(1030 \text{ кг/м}^3)^2 \cdot 9,81 \text{ м}^2/\text{с}} \right]^{\frac{1}{3}} = 1,476 \cdot 10^{-4} \text{ м}.$$

Объёмный коэффициент массоотдачи для жидкой фазы:

$$\beta_{x,V} = \text{Nu}_x \cdot \frac{D_x}{\delta_{np}} = 3,239 \cdot \frac{9,706 \cdot 10^{-10} \text{ м}^2/\text{с}}{1,476 \cdot 10^{-4} \text{ м}} = 2,130 \cdot 10^{-5} \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}.$$

Молярный коэффициент массоотдачи для жидкой фазы:

$$\beta_x = \beta_{x,V} \cdot \frac{\rho_L}{M_L} = 2,130 \cdot 10^{-5} \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \cdot \frac{1030 \text{ кг/м}^3}{295 \text{ кг/кмоль}} = 7,437 \cdot 10^{-5} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}.$$

Расчёт коэффициента массопередачи

Если равновесная линия отклоняется от прямой, константа фазового равновесия m не постоянна, и зависит от концентрации. Требуется определить среднее значение константы фазового равновесия в интервале от X_n до X_k . Для этого разбиваем отрезок оси от X_n до X_k на две равные части, полученные два отрезка также разбиваем на две равные части, и полученные четыре отрезка ещё раз разбиваем на две равные части (рис. 6). Получаем семь промежуточных значений (значения X_n и X_k не учитываем), для которых находим точки на равновесной линии. В каждой точке проводим касательную и определяем тангенс её наклона (например, как отношение противолежащего катета к прилежащему для построенного для этой касательной прямоугольного треугольника произвольного размера).

X	m = dY/dX
0,03212	0,3814
0,05252	0,3876
0,07291	0,3942
0,09331	0,4014
0,11371	0,4090
0,13411	0,4171
0,15450	0,4257

Находим среднее арифметическое всех полученных таким образом значений константы фазового равновесия:

$$m = \frac{\sum_n m_i}{n} = \frac{0,3814 + 0,3876 + 0,3942 + 0,4014 + 0,4090 + 0,4171 + 0,4257}{7} = 0,4023$$

Коэффициент массопередачи по газовой фазе:

$$K_y = \left(\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \right)^{-1} = \left(\frac{1}{3,740 \cdot 10^{-3} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}} + \frac{0,4023}{7,437 \cdot 10^{-5} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}} \right)^{-1} = 1,762 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}}.$$

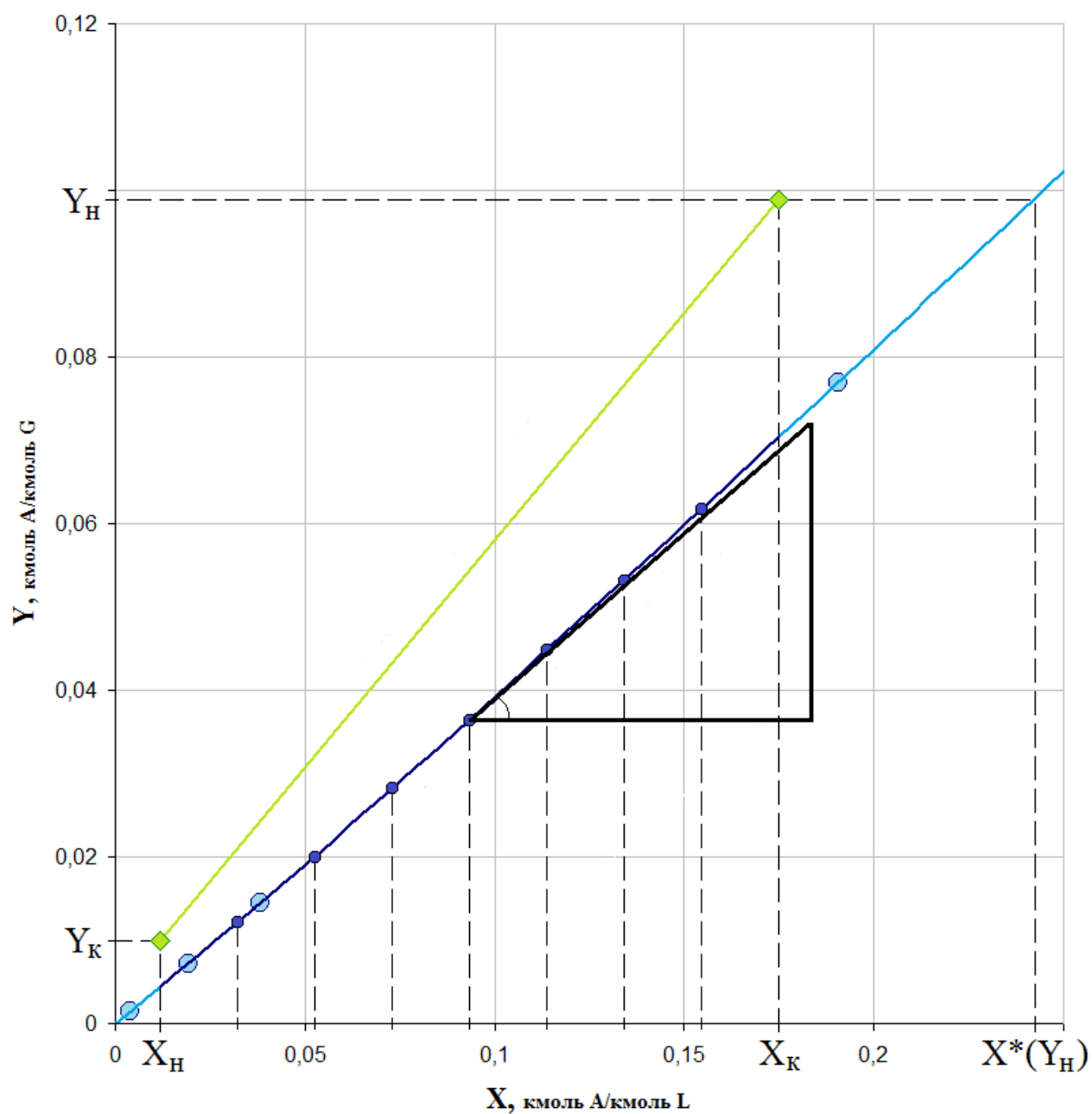


Рис. 6. Определение константы фазового равновесия

Расчёт высоты колонны

Необходимая поверхность контакта фаз:

$$F = \frac{\Delta \dot{n}_A}{K_y \cdot \Delta Y_{cp}} = \frac{0,07533 \text{ кмоль/с}}{1,762 \cdot 10^{-4} \frac{\text{кмоль}}{\text{м}^2 \cdot \text{с}} \cdot 0,01450} = 29\,492 \text{ м}^2.$$

Высота насадки:

$$H_{нас} = \frac{F}{a \cdot S \cdot \Psi} = \frac{29\,492 \text{ м}^2}{200 \text{ м}^2/\text{м}^3 \cdot 9,079 \text{ м}^2 \cdot 0,7} = 23,2 \text{ м}.$$

Высота слоя насадки в одной секции составляет 3 м [6, с. 436].

Число секций насадки (с округлением в большую сторону):

$$N_c = \frac{H_{нас}}{h_c} = \frac{23,2 \text{ м}}{3 \text{ м}} = 7,73 \approx 8.$$

Высота сепарационного пространства над насадкой [6, с. 235]: $z_{\epsilon} = 1,4 \text{ м}$.

Расстояние между днищем колонны и насадкой [6, с. 235]: $z_n = 2,5 \text{ м}$.

Высота перераспределительной тарелки [6, с. 220]: $h_n = 0,915 \text{ м}$.

Высота колонны:

$$H_{кол} = z_n + N_c \cdot h_c + (N_c - 1) \cdot h_n + z_{\epsilon} = 2,5 + 8 \cdot 3 + (8 - 1) \cdot 0,915 + 1,4 = 34,305 \text{ м}.$$

Заключение

Выполнен расчёт насадочного абсорбера для очистки $75\,000\text{ м}^3/\text{ч}$ природного газа от содержащегося в нём сероводорода с помощью абсорбента «селексол» (диметиловый эфир полиэтиленгликоля). Определён расход абсорбента, который при заданных условиях проведения процесса составит 138 кг/с (497 т/ч). Рассчитаны габаритные размеры абсорбера: диаметр $3,4\text{ м}$, высота $34,3\text{ м}$.

Список литературы

1. Мурин В. И., Кисленко Н. Н. Технология переработки природного газа и конденсата. Справочник: В 2-х ч. – М.: ООО "Недра-Бизнесцентр", 2002. - 517 с.
2. Рид Р., Праусниц Дж., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей. Справочное пособие. Л. Химия. 1977.
3. Бобылёв В. Н. Физические свойства наиболее известных химических веществ: Справочное пособие. РХТУ им. Д. И. Менделеева. М., 2003.
4. Павлов К. Ф., Романков П. Г., Носков А. А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. Учебное пособие для вузов. Л. Химия. 1987.
5. ГОСТ 30319.1-96
6. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Под ред. Ю. И. Дытнерского, М. Химия. 1991.

Приложение

Сводная таблица результатов расчёта

<i>Наименование величины</i>	<i>Обознач.</i>	<i>Единица изм.</i>	<i>Значение</i>
Молярный межфазный поток	$\Delta \dot{n}_A$	кмоль/с	
Молярный расход абсорбата	\dot{n}_G	кмоль/с	
Относительная молярная доля в газовой фазе на входе (низ колонны)	Y_H	кмоль/кмоль	
Относительная молярная доля в газовой фазе на выходе (верх колонны)	Y_K	кмоль/кмоль	
Относительная молярная доля в жидкой фазе на входе (верх колонны)	X_H	кмоль/кмоль	
Молярный коэффициент распределения	m	кмоль/кмоль	
Минимальный молярный расход абсорбента	$\dot{n}_{L \min}$	кмоль/с	
Молярный расход абсорбента	\dot{n}_L	кмоль/с	
Относительная молярная доля в жидкой фазе на выходе (низ колонны)	X_K	кмоль/кмоль	
Средняя движущая сила	ΔY_{cp}	кмоль/кмоль	
Предельная скорость газа в колонне	$w_{y \text{ пр}}$	м/с	
Ориентировочный диаметр колонны	D_{op}	м	
Критерий Рейнольдса для газовой фазы	Re_y		
Коэффициент диффузии в газовой фазе	D_y	$10^{-7} \text{ м}^2/\text{с}$	
Критерий Прандтля для газовой фазы	Pr_y		
Критерий Нуссельта для газовой фазы	Nu_y		
Молярный коэффициент массоотдачи в газовой фазе	β_y	кмоль/($\text{м}^2 \cdot \text{с}$)	
Критерий Рейнольдса для стекающей плёнки жидкости	Re_x		
Коэффициент диффузии в жидкой фазе при 20°C	$D_{x 20}$	$10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$	
Коэффициент диффузии в жидкой фазе	D_x	$10^{-9} \text{ м}^2/\text{с}$	
Критерий Прандтля для жидкой фазы	Pr_x		
Толщина стекающей по насадке плёнки	$\delta_{пр}$	мкм	
Критерий Нуссельта для газовой фазы	Nu_x		
Молярный коэффициент массоотдачи в жидкой фазе	β_x	кмоль/($\text{м}^2 \cdot \text{с}$)	
Молярный коэффициент массопередачи по газовой фазе	K_y	кмоль/($\text{м}^2 \cdot \text{с}$)	
Поверхность массопередачи	F	м^2	
Высота насадки	$H_{нас}$	м	
Высота колонны	$H_{кол}$	м	

Характеристики насадок [6, с. 196, табл. 5.1]

Насадки	$a, \text{ м}^2/\text{м}^3$	$\epsilon, \text{ м}^3/\text{м}^3$	$d_э, \text{ м}$	$\rho, \text{ кг/м}^3$	Число штук в 1 м^3
Регулярные насадки					
Деревянная хордовая (10×100), шаг в свету:					
10	100	0,55	0,022	210	—
20	65	0,68	0,042	145	—
30	48	0,77	0,064	110	—
Керамические кольца Рашига:					
$50 \times 50 \times 5$	110	0,735	0,027	650	8 500
$80 \times 80 \times 8$	80	0,72	0,036	670	2 200
$100 \times 100 \times 10$	60	0,72	0,048	670	1 050
Неупорядоченные насадки					
Керамические кольца Рашига:					
$10 \times 10 \times 1,5$	440	0,7	0,006	700	700 000
$15 \times 15 \times 2$	330	0,7	0,009	690	220 000
$25 \times 25 \times 3$	200	0,74	0,015	530	50 000
$35 \times 35 \times 4$	140	0,78	0,022	530	18 000
$50 \times 50 \times 5$	90	0,785	0,035	530	6 000
Стальные кольца Рашига:					
$10 \times 10 \times 0,5$	500	0,88	0,007	960	770 000
$15 \times 15 \times 0,5$	350	0,92	0,012	660	240 000
$25 \times 25 \times 0,8$	220	0,92	0,017	640	55 000
$50 \times 50 \times 1$	110	0,95	0,035	430	7 000
Керамические кольца Палля:					
$25 \times 25 \times 3$	220	0,74	0,014	610	46 000
$35 \times 35 \times 4$	165	0,76	0,018	540	18 500
$50 \times 50 \times 5$	120	0,78	0,026	520	5 800
$60 \times 60 \times 6$	96	0,79	0,033	520	3 350
Стальные кольца Палля:					
$15 \times 15 \times 0,4$	380	0,9	0,010	525	230 000
$25 \times 25 \times 0,6$	235	0,9	0,015	490	52 000
$35 \times 35 \times 0,8$	170	0,9	0,021	455	18 200
$50 \times 50 \times 1,0$	108	0,9	0,033	415	6 400
Керамические седла Берля:					
12,5	460	0,68	0,006	720	570 000
25	260	0,69	0,011	670	78 000
38	165	0,7	0,017	670	30 500
Керамические седла «Инталокс»:					
12,5	625	0,78	0,005	545	730 000
19	335	0,77	0,009	560	229 000
25	255	0,775	0,012	545	84 000
38	195	0,81	0,017	480	25 000
50	118	0,79	0,027	530	9 350

Примечание. a — удельная поверхность; ϵ — свободный объем; $d_э$ — эквивалентный диаметр; ρ — насыпная плотность.

Значения коэффициентов А и В для уравнения расчёта предельной скорости газовой фазы в насадке [6, с. 197]

Тип насадки	A	B
Трубчатая	$0,47 + 1,5 \lg (d_3/0,025)$	1,75
Плоскопараллельная хордовая	0	1,75
Пакетная	0,062	1,55
Кольца Рашига внавал	-0,073	1,75
Кольца Палля	-0,49	1,04
Седла размером 25 мм	-0,33	1,04
Седла размером 50 мм	-0,58	1,04

Ряды диаметров колонн [6, с. 197]

Ниже приведены нормальные ряды диаметров колонн (в м), принятые в химической и нефтеперерабатывающей промышленности:

в химической промышленности — 0,4; 0,5; 0,6; 0,8; 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,2; 2,6; 3,0;

в нефтеперерабатывающей промышленности — 1,0; 1,2; 1,4; 1,6; 1,8; 2,0; 2,2; 2,4; 2,6; 2,8; 3,0; 3,2; 3,4; 3,6; 3,8; 4,0; 4,5; 5,0; 5,5; 6,0; 6,4; 7,0; 8,0; 9,0.

Высота сепарационного пространства над насадкой (между насадкой и крышкой колонны) и под насадкой (между днищем колонны и насадкой) [6, с. 235]

Значения Z_v и Z_n выбирают в соответствии с рекомендациями

Диаметр колонны, мм	Z_v , мм	Z_n , мм
400—1000	600	1500
1200—2200	1000	2000
2400 и более	1400	2500

Технические характеристики перераспределительных тарелок [6, с. 220]

Диаметр колонны D , мм	Свободное сечение колонны, м ²	D_1 , мм	D_2 , мм	h , мм	h_1 , мм	Жидкостной патрубок			
						d , мм	t , мм	n , шт.	свободное сечение, м ²
400	0,126	320	300	185	50	32	—	13	0,0006
500	0,196	350	330	215	50	32	—	19	0,0006
600	0,283	380	360	315	130	32	—	25	0,0006
800	0,503	480	460	350	130	45	80	25	0,0013
1000	0,785	580	560	470	210	45	80	37	0,0013
1200	1,13	780	760	510	210	45	80	61	0,0013
1400	1,539	980	960	520	210	45	80	110	0,0013
1600	2,01	1170	1150	645	310	57	95	110	0,0022
1800	2,545	1170	1150	705	310	57	95	110	0,0022
2000	3,141	1370	1350	730	310	57	95	156	0,0022
2200	3,801	1570	1550	745	310	57	95	212	0,0022
2400	4,524	1770	1750	845	380	57	95	276	0,0022
2600	5,309	1770	1750	900	380	57	95	276	0,0022
2800	6,157	2000	1950	915	380	57	95	352	0,0022