

С. К. Протасов, доцент; В. Н. Марцуль, доцент; В. А. Ашуйко, доцент

РАЗРАБОТКА ТЕХНОЛОГИЧЕСКОЙ СХЕМЫ УЛАВЛИВАНИЯ ЗАГРЯЗНЯЮЩИХ ВЕЩЕСТВ ИЗ ГАЗОВЫХ ВЫБРОСОВ ПРЕДПРИЯТИЙ

This work concerns investigation sewage composition and offers improved purification methods. The researchers studied the emission points of gaseous substances into the atmosphere and made up their inventory. The studies resulted in working out several variants of absorption cleaning of discharge with subsequent biological purifying of reused water. The authors offer a technological scheme of water recycling at an enterprise based on sewage purifying in bioreactor. The calculations of the absorber and the refrigerator of steam mixture, that proved the possibility of using vent pipe as absorber and refrigerator shell.

Введение. В последнее десятилетие к промышленным объектам устанавливаются все более жесткие лимиты на выбросы загрязняющих веществ в атмосферу, сбросы сточных вод, хранение и захоронение отходов. В первую очередь это касается предприятий, расположенных в пределах городов, особенно в границах жилых застроек. Как правило, такие предприятия функционируют более 40 лет, на момент строительства располагались за пределами города. Особенно актуальным для таких промышленных объектов является проведение работ по снижению валового выброса загрязняющих веществ в атмосферный воздух.

К предприятиям, для которых характерны перечисленные проблемы, относятся приборостроительные, деревообрабатывающие и др.

Крупными источниками выбросов, расположенными в черте города, являются обойные фабрики. Валовой выброс загрязняющих веществ может составлять более 100 т. Результаты обследования источников выбросов одной обойной фабрики показали, что в выбросах в основном представлены летучие органические соединения, среди которых преобладает этанол. Обычно на таких предприятиях имеется 8–10 крупных источников выбросов, на которые приходится более 80% валового выброса. Газовоздушные потоки, поступающие в атмосферу, имеют температуру до 65°C. Большинство из них представляет собой отработанный сушильный агент, удаляемый из сушилок. Кроме газов и паров в выбросах могут содержаться конденсационные аэрозоли (жидкие и твердые частицы). Это необходимо учитывать при выборе технологической схемы очистки выбросов.

Учитывая специфический состав выбросов, их очистка представляет собой сложную задачу, которая в настоящий момент не решена.

Целью исследований была разработка технологии очистки отходящих газов обоенных цехов, обеспечивающей соблюдение нормативов допустимых выбросов в атмосферу. Для достижения поставленной цели было проведено обследование источников выбросов предприятия с установлением качественного и количественно-

го состава выбросов; определены условия абсорбционной очистки выбросов; проведено сравнение на основе технико-экономических показателей термического и термо- и плазмокаталитического обезвреживаний, адсорбционной и абсорбционно-биохимической очистки.

Основная часть. Анализ данных по количественному и качественному составу парогазовых смесей, удаляемых на оборудовании для формования и сушки обоев, на краскоприготовительном участке показал, что возможными вариантами решений по снижению валового выброса в атмосферу могут быть адсорбционная очистка и абсорбция с последующей обработкой отработанного абсорбента.

Использование термического обезвреживания, термо- и плазмокаталитического обезвреживания связано со значительными капитальными (при оснащении нескольких источников) и эксплуатационными затратами (значительное энергопотребление и необходимость использования тепла отходящих газов). Учитывая проблемы предприятия, связанные с утилизацией избыточного низкопотенциального тепла, оснащение нескольких источников установками данного типа нецелесообразно.

Адсорбционная очистка требует большого расхода дорогостоящего адсорбента, регенерация которого при наличии в выбросах разнообразных веществ затруднительна. При отсутствии регенерации после использования адсорбент представляет собой отход, для которого требуется выбрать способ переработки или получить разрешение на размещение на полигоне. При использовании термической регенерации адсорбента с последующим дожиганием удаляемых при регенерации газов в дополнение к адсорберу газоочистная установка должна включать соответствующее устройство дожигания. Присутствие в выбросах аэрозольных частиц может значительно (примерно в 2 раза) уменьшить сорбционную емкость материала и увеличить его расход. Учитывая относительно высокие объемные расходы выбросов из рассматриваемых источников, адсорберы должны иметь диаметр до 3 м и высоту до 4 м.

Наиболее подходящим вариантом очистки, который может обеспечить значительное снижение валового выброса загрязняющих веществ является *абсорбционно-биохимическая очистка*. Она включает массообменный аппарат (абсорбер) и биореактор. В условиях предприятия абсорберами можно оснастить до 9 источников выделения загрязняющих веществ.

Для разработки проектных решений по очистке при выполнении работы проведено детальное обследование источников выбросов предприятия с использованием инструментальных и инструментально-лабораторных методов и выполнены необходимые расчеты для одного из источников, который составляет основную долю в валовом выбросе предприятия.

В ходе обследования установлено, что объемный расход газовой смеси соответствует данным экологической инвентаризации и составляет $4,5 \text{ м}^3/\text{с}$. Температура уменьшается по длине газохода с 62 до 41°C в устье источника (температура окружающего воздуха составляла в период измерений 25°C). Избыточное давление в газоходу на выходе из устья – $520\text{--}530 \text{ Па}$. Для обследуемого источника избыточное давление могло быть меньше (в $1,8\text{--}2,0$ раза), если бы на газоходу отсутствовало местное сопротивление (сужение диаметра газохода с 88 до 45 см). Это свидетельствует о том, что для данного источника выбросов при его оснащении газоочистной установкой, возможно, не потребуется установки дополнительного вентилятора или замены действующего.

Определение содержания этанола в газовой смеси, отходящей от обследуемого источника, проводили газохроматографическим методом по методике МВИ.МН 1820-2002 «Методика определения паров органических рас-

творителей в газовых выбросах промышленных предприятий». Условия хроматографического анализа на хроматографе «Цвет-800»: температура термостатируемых колонок – 90°C , испарителя – 150°C ; расход газонесителя (гелий) – $70 \text{ см}^3/\text{мин}$, водорода – $30 \text{ см}^3/\text{мин}$, воздуха – $300 \text{ см}^3/\text{мин}$; капиллярная колонка длиной 80 м , внутренним диаметром $0,5 \text{ мм}$, жидкой фазой CW-20M. Объем газовой пробы, вводимой в хроматограф, – 1000 мм^3 .

В результате измерений установлено, что в период проведения отбора проб (интервал времени – 90 мин) концентрация этанола в выбросах изменялась от $38,6$ до $80,1 \text{ мг}/\text{м}^3$. Средняя концентрация для источника выброса составила $59,3 \text{ мг}/\text{м}^3$, что значительно ниже концентрации, которая приведена для данного источника по результатам инвентаризации. Так как концентрация этанола подвержена значительным изменениям в течение времени, то требуется корректировка режима подачи абсорбента.

Для определения условий сорбции этанола водой непосредственно на источнике выброса проводился отбор газовой смеси с последующей абсорбцией (поглощением) водой. Данные по кинетике абсорбции этанола водой необходимы для расчета процесса абсорбции. Расход газовой смеси, подаваемой на абсорбер (поглотитель) составлял $15 \text{ дм}^3/\text{мин}$, объем жидкости – 250 см^3 . Средняя концентрация этанола в газовой смеси – $59,3 \text{ мг}/\text{м}^3$.

На рис. 1 приведена зависимость концентрации этанола в абсорбирующей жидкости от времени контакта жидкости с газовой смесью.

Полученная зависимость подтверждается данными по растворимости этанола в воде [1].

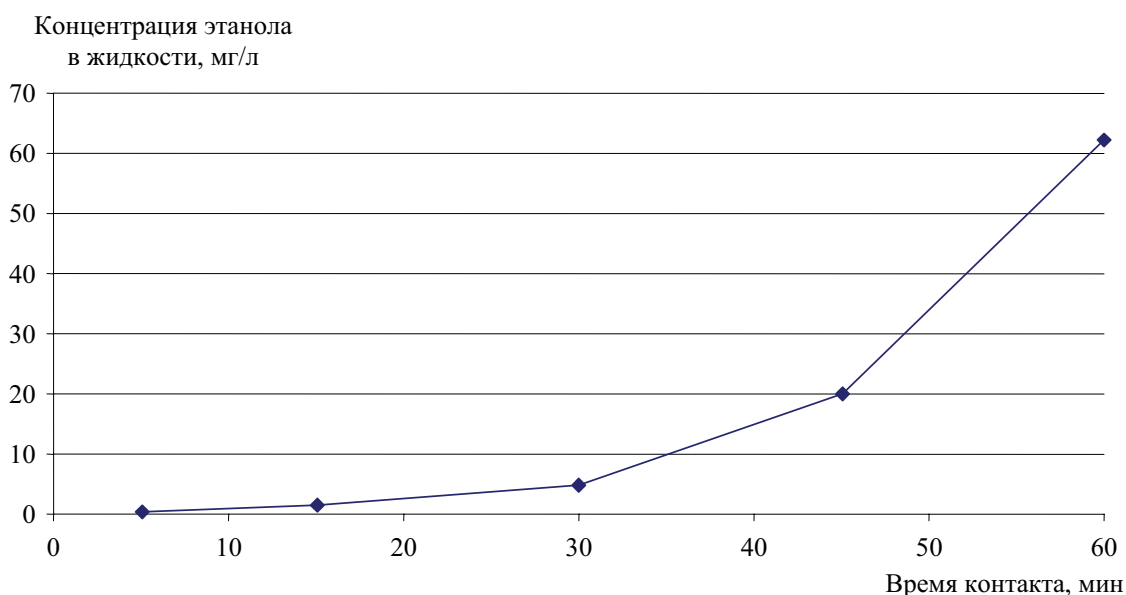


Рис. 1. Зависимость содержания этанола в абсорбирующей жидкости от времени абсорбции

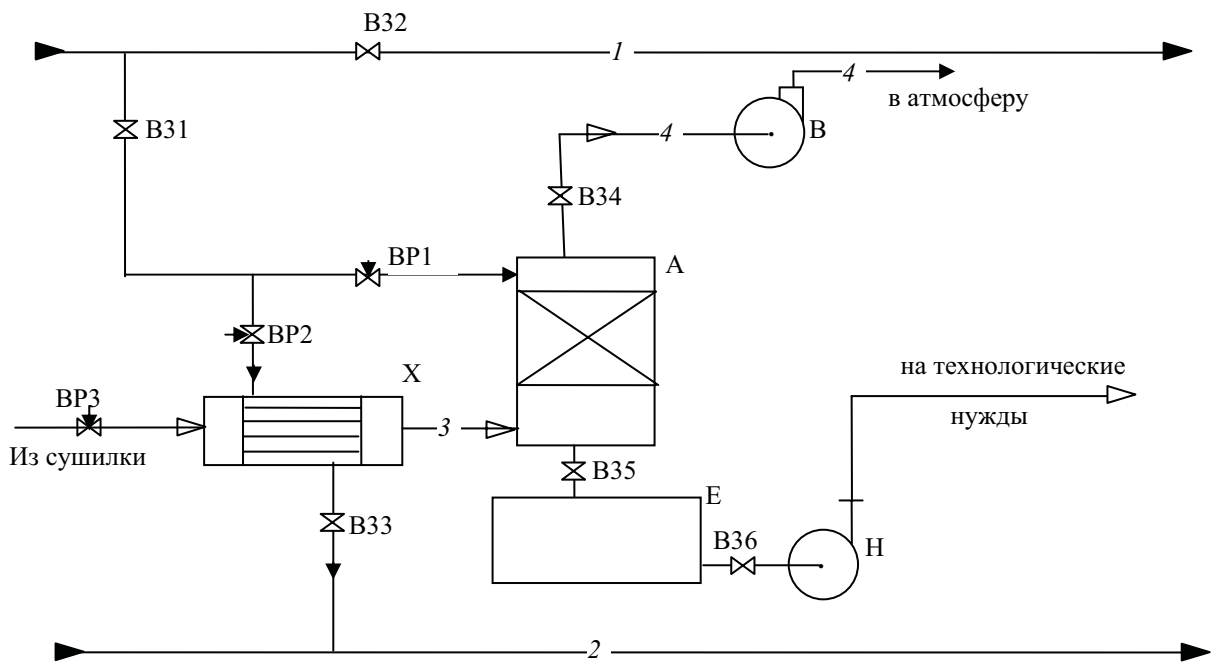


Рис. 2. Схема абсорбционной установки:

X – холодильник; А – абсорбер; В – вентилятор; Е – емкость; Н – насос;

В31–В36 – вентили запорные; ВР1–ВР3 – вентили регулирующие; 1–4 – последовательность процессов

Обоснование технологической схемы. Поскольку отработанный сушильный агент (паровоздушная смесь) выходит из сушилки при температуре 60°C и более, а процесс абсорбции протекает наиболее интенсивно при 20–30°C, то первоначально необходимо эту смесь охладить. Для охлаждения в промышленности применяются теплообменники поверхностного типа (калориферы) либо теплообменники смешения, если это позволяет технологический процесс.

После охлаждения паровоздушной смеси ее необходимо направить на абсорбцию. Процесс абсорбции осуществляется чаще всего в абсорберах тарельчатого или насадочного типа, в которых смесь контактирует с абсорбентом. В качестве абсорбента используют воду, если она хорошо поглощает компоненты из смеси.

Отработанный абсорбент (поглотитель) собирают в емкости, а затем отправляют на регенерацию при повышенной температуре и пониженном давлении. После чего поглотитель возвращается обратно на абсорбцию [2]. Принципиальная схема абсорбционной установки представлена на рис. 2.

Паровоздушная смесь из сушилки поступает в холодильник Х, где охлаждается оборотной водой до температуры абсорбции и направляется в нижнюю часть абсорбера А. В верхнюю часть абсорбера подается обратная вода, которая, стекая вниз, взаимодействует с поднимающейся паровоздушной смесью. Пары этилового спирта поглощаются водой, а очищенный воздух вентилятором В выбрасывается в атмосферу, отработанная вода поступает в емкость Е. По мере необхо-

димости она направляется насосом Н на технологические нужды.

В рассматриваемом случае для поглощения паров этилового спирта можно использовать оборотную воду.

Учитывая, что регенерация воды требует больших затрат энергии и расходов на оборудование, то предполагается отработанный абсорбент использовать для технологических нужд (мойки технологического оборудования) либо отправлять на биоочистку, а затем снова использовать в качестве оборотного.

Для транспортировки паровоздушной смеси необходимо установить вентилятор, который обеспечит компенсацию дополнительных гидравлических потерь в теплообменнике и абсорбере.

Расчет и выбор холодильника паровоздушной смеси. Для охлаждения паровоздушной смеси определяли возможность использования поверхностного теплообменника кожухотрубчатого типа либо теплообменника смешения.

В расчетах кожухотрубчатого холодильника в качестве охлаждающего агента принимали оборотную воду.

В результате расчетов получили поверхность холодильника площадью 810 м², а расход охлаждающей воды – 1,29 кг/с (4,64 м³/ч).

В теплообменнике смешения охлаждающая вода распыляется центробежной форсункой непосредственно в движущийся поток паровоздушной смеси.

При работе такого теплообменника-холодильника основное количество теплоты паровоздушной смеси будет затрачиваться на испарение воды. Поскольку эта смесь насыщается

парами воды, ее температура может достичь только температуры мокрого термометра. Для Минска температура мокрого термометра зимой $t_m = 24^\circ\text{C}$, а летом – $t_m = 28^\circ\text{C}$ [3].

Для расчета были приняты более сложные условия работы абсорбера – лето.

Количество влаги W_1 , которое находится летом в отработанном сушильном агенте (паровоздушной смеси) рассчитываем по формуле

$$W_1 = G_n x_n = 5,4 \cdot 0,012 = 0,0648 \text{ кг/с,}$$

где x_n – влагосодержание атмосферного воздуха в Минске летом при средней температуре 18°C и относительной влажности 80%, кг/кг_{с. в.}

Расход воды $G_{\text{вод}} = 0,07$ кг/с определяли из теплового баланса теплопередачи между паровоздушной смесью и испаряющейся водой.

Общее количество влаги

$$W_{\text{общ}} = W_1 + G_{\text{вод}} = 0,0648 + 0,07 = 0,135 \text{ кг/с.}$$

Влагосодержание x_k паровоздушной смеси после холодильника:

$$x_k \approx \frac{W_{\text{общ}}}{G_n} \approx \frac{0,135}{5,4} \approx 0,025 \text{ кг/кг}_{\text{с. в.}}$$

Влагосодержание паровоздушной смеси при полном насыщении $x_k^* = 0,026$ кг/кг_{с. в.}

Поскольку $x_k^* > x_k$, то возможность испарения в холодильнике рассчитанного количества воды подтверждается.

Для определения коэффициента теплопередачи K использовали критериальное уравнение для охлаждающегося насыщенного газа при контакте с жидкостью [3]:

$$K_i = 0,01 \text{Re}_r^{0,7} \text{Re}_j^{0,7} \text{Pr}_r^{1/3},$$

где $K_i = \frac{K d_3}{\lambda_r}$ – критерий Кирпичева; K – коэффициент теплопередачи, Вт/(м²·град); $d_3 = \frac{4V_{\text{св}}}{\sigma}$ – эквивалентный диаметр, м; $V_{\text{св}}$ – порозность; σ – удельная поверхность капель; λ_r – удельная теплопроводность паровоздушной смеси;

$\text{Re}_r = \frac{4\omega_0 \rho_r}{\sigma \mu_r}$ – критерий Рейнольдса для паровоздушной смеси; ω_0 – скорость смеси, м/с; ρ_r – плотность смеси, кг/м³; μ_r – вязкость смеси, Па·с; $\text{Re}_j = \frac{4G}{\sigma \mu_j}$ – критерий Рейнольдса для воды; $G = \frac{G_{\text{вод}}}{f}$ – удельный массовый расход воды, кг/(м²·с); f – площадь поперечного сечения холодильника, м²; μ_j – вязкость воды, Па·с; $\text{Pr}_r = \frac{c_p \mu_r}{\lambda_r}$ – критерий

Прандтля для смеси; c_p – удельная теплоемкость смеси, Дж/(кг·град).

В результате расчетов получили $K = 38$ Вт/(м²·град) и поверхность испарения $F = 304$ м².

Длину холодильника определяли исходя из объема смешения V .

Объем смешения, выраженный из диаметра трубы $d = 0,8$ м и ее длины $l_{\text{хол}}$:

$$V = \frac{\pi d^2}{4} l_{\text{хол}}.$$

Объем смешения, выраженный из удельной поверхности центробежной форсунки σ и поверхности испарения F , $V = F / \sigma$.

$$\text{Тогда } \frac{\pi d^2}{4} l_{\text{хол}} = \frac{F}{\sigma}, \text{ откуда } l_{\text{хол}} = \frac{4F}{\pi d^2} = \frac{4 \cdot 304}{450 \cdot 3,14 \cdot 0,8^2} = 1,3 \text{ м, где } \sigma = 450 \text{ м}^2/\text{м}^3 -$$

средняя удельная поверхность капель воды, которую создают центробежные форсунки.

Таким образом, для охлаждения паровоздушной смеси в кожухотрубчатом теплообменнике необходимо обеспечить поверхность теплопередачи $F = 810$ м² и расход оборотной воды $G_{\text{вод}} = 1,29$ кг/с.

Холодильник смешения с центробежной форсункой должен иметь диаметр 0,8 м и длину 1,3 м, а расход водопроводной воды $G_{\text{вод}} = 0,07$ кг/с.

В результате установки форсунки непосредственно в газоход диаметром 0,8 м гидравлическое сопротивление холодильника будет минимальным (порядка 20 Па).

Расчет и выбор абсорбера. Так как практического опыта использования абсорбции для очистки выбросов состава, аналогичного составу выбросов предприятия по производству обоев, нет, то в работе рассмотрены различные конструкции абсорберов, которые рекомендуются к использованию для очистки выбросов.

Для расчета использована методика, изложенная в источнике [2]. Равновесные данные были взяты из работы [1], которые хорошо согласуются с опытными результатами.

Исходные данные приняты на основании инструментальных замеров, выполненных на источнике выбросов.

Объемный расход паровоздушной смеси при нормальных условиях $V_n = 4,512$ м³/с.

Содержание этилового спирта в паровоздушной смеси $y_n = 0,289 \cdot 10^{-3}$ кг/м³ = $0,151 \cdot 10^{-3}$ кмоль/кмоль_{см.}

Проведен расчет насадочного абсорбера с неподвижной (стационарной) насадкой и его основных характеристик для двух режимов работы: степень очистки – 98% (1-й режим); степень очистки – 50% (2-й режим).

В расчетах задавали пленочный режим работы насадки, в качестве которой использовали кольца Рашига размером 50×50×5 мм. При степени очистки 98% диаметр абсорбера составил 2,2 м, высота насадки – 10 м, расход воды – 5,25 кг/с, гидравлическое сопротивление орошаемой насадки – 1320 Па. При степени очистки 50%: диаметр – 2,2 м, высота насадки – 1,1 м, расход воды – 2,32 кг/с, гидравлическое сопротивление орошаемой насадки – 120 Па.

Выполнен также расчет тарельчатого абсорбера с ситчатыми тарелками и живым сечением 11%.

При степени очистки 98% диаметр абсорбера составил 2,2 м, расход воды – 4,56 кг/с, высота тарельчатой части – 5,1 м, гидравлическое сопротивление тарельчатой части абсорбера – 7620 Па.

Результаты расчетов показывают, что насадочный и тарельчатый абсорберы имеют относительно большие размеры. Учитывая дефицит свободных площадей для размещения абсорберов непосредственно на источнике выбросов, а также их высокое гидравлическое сопротивление, необходимо оценить возможность применения скоростных абсорберов. Самой простой конструкцией абсорбера, которая может быть смонтирована непосредственно в газоходе, по

которому паровоздушная смесь отводится от сушильной установки в атмосферу, является *скоростной форсуночный абсорбер*.

В расчетах скоростного абсорбера использовали часть результатов расчета насадочного абсорбера со степенью очистки 50%.

При заданном расходе паровоздушной смеси 4,512 м³/с и диаметре газохода 0,8 м рабочая скорость смеси составляет 9 м/с.

Для обеспечения рассчитанной поверхности контакта фаз ($F = 369 \text{ м}^2$) в скоростном абсорбере воспользуемся наиболее простыми центробежными форсунками, которые образуют среднюю удельную поверхность $\sigma = 450 \text{ м}^2/\text{м}^3$.

Тогда высота рабочей части скоростного абсорбера

$$H = \frac{4F}{\pi d^2 \sigma} = \frac{4 \cdot 369}{3,14 \cdot 0,8^2 \cdot 450} = 1,63 \text{ м.}$$

Поскольку диаметр и длина газохода не меняются, то его сопротивление практически не изменится при установке форсунок. Следовательно, запаса напора существующего вентилятора будет достаточно для обеспечения заданного расхода паровоздушной смеси.

На рис. 3 изображена принципиальная схема скоростного абсорбера.

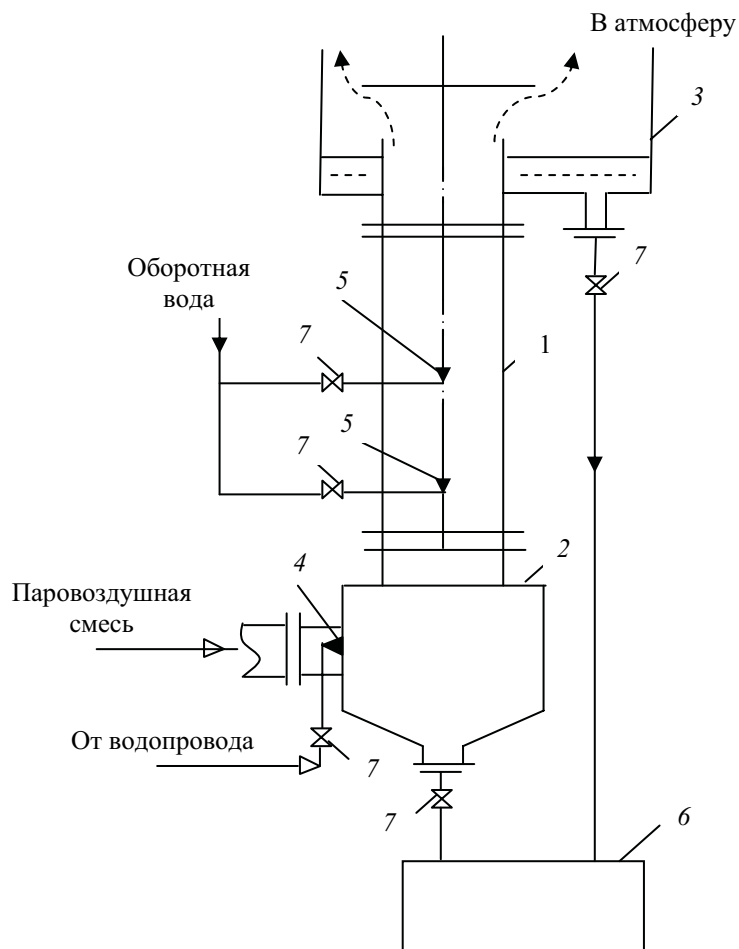


Рис. 3. Схема скоростного абсорбера: 1 – выхлопная труба; 2 – холодильник; 3 – каплеуловитель; 4, 5 – форсунки; 6 – емкость; 7 – вентили

При скорости паровоздушной смеси в абсорбере 9 м/с часть капель воды из форсунки осаждаются на внутренней поверхности корпуса и стекает по нему вниз. Другая часть мелких капель уносится потоком паровоздушной смеси и выбрасывается в атмосферу. Учитывая эти потоки жидкости, в верхней части абсорбера необходимо установить каплеуловитель, а в нижней – холодильник смешения. При этом отработанный поглотитель из каплеуловителя и холодильника стекает в емкость, расположенную ниже холодильника.

По высоте абсорбера на расстоянии 1,8 м от холодильника и друг от друга располагаются две центробежные форсунки, создающие две зоны контакта паровоздушной смеси с водой.

Использование вертикальной части газохода в качестве цилиндрического корпуса скоростного абсорбера позволяет существенно снизить гидравлическое сопротивление абсорбера и затраты на изготовление.

Установка центробежных форсунок по высоте абсорбера обеспечивает создание необходимой поверхности контакта фаз и достижение 50%-ной степени очистки.

Применение холодильника смешения, в котором контакт теплоносителей осуществляется за счет диспергирования воды форсункой с большой поверхностью испарения, позволяет затрачивать небольшое количество воды и снизить гидравлическое сопротивление до минимума.

Простота конструкции холодильника смешения позволяет использовать часть газохода в качестве корпуса, что уменьшит затраты на его изготовление.

Низкое гидравлическое сопротивление абсорбера, каплеуловителя и холодильника не требует установки дополнительного вентилятора для транспортировки паровоздушной смеси.

Отработанная обратная вода имеет низкое содержание этилового спирта, поэтому ее целесообразно направлять на биологическую очистку, а затем снова использовать для абсорбции.

Установка биохимической очистки может использоваться как для очистки воды в системе

оборотного водоснабжения газоочистных установок, так и для доочистки сточных вод, что позволит решить проблему превышения допустимых концентраций по растворенным веществам (показателю ХПК).

Работа биореактора обеспечивается подачей раствора, содержащего азот и фосфор (например, раствора фосфата аммония), и воздуха с помощью вентилятора. Очищенная вода отводится в сборник очищенной воды, откуда подается для использования на технологические нужды (промывка оборудования) и орошение абсорберов. Балансовая схема водопотребления и водоотведения при использовании биологической очистки должна быть уточнена с учетом безвозвратных потерь (унос с очищенными газами, осадком сточных вод, избыточной биомассой и др.) и объема водопотребления в условиях оборотного водоснабжения.

При выборе проектных решений по биохимической очистке необходимо с учетом количества очищаемой воды определить количество избыточной биомассы (осадка), которая будет образовываться при работе установки.

Стоимость установки может составить до 80 млн. руб.

Заключение. Таким образом, наилучшими технико-экономическими показателями применительно к условиям обойной фабрики характеризуется абсорбционно-биохимическая газоочистная установка, которая обеспечивает не только снижение выбросов в атмосферу до необходимых пределов, но и решает проблему очистки сточных вод.

Литература

1. Шервуд, Т. Массопередача: пер. с англ. / Т. Шервуд, Р. Пигфорд, Ч. Уилки. – М.: Химия, 1982. – 696 с.
2. Рамм, В. М. Абсорбция газов / В. М. Рамм. – М.: Химия, 1976.
3. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии / П. Г. Романов [и др.]. – СПб.: Химия, 1983. – 496 с.