

## СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Луцко, А. Н. Прикладная механика: учебное пособие / А. Н. Луцко, М. Д. Телепнев, Н. А. Марцулевич [и др.] ; под общ. ред. Н. А. Марцулевича – Изд. 5-е, исп. – СПб. : СПбГТИ(ТУ), 2013. – 273 с.
2. ГОСТ 10885-85. Сталь листовая горячекатаная двухслойная коррозионно-стойкая. Технические условия.
3. ГОСТ 28759.3-90. Фланцы сосудов и аппаратов стальные приварные встык. Конструкция и размеры
4. ГОСТ 16098-80. Соединения сварные из двухслойной коррозионно-стойкой стали. Основные типы, конструктивные элементы и размеры.
5. Щербин, С.А. Способ повышения эффективности воздушного конденсатора пропана / С.А. Щербин, А.О. Коряченко // Современные технологии и научно-технический прогресс. – 2022. – С. 89-90.

УДК 66.063.8.069.82

*Щербин Сергей Анатольевич,**к.т.н., доцент кафедры «Машины и аппараты химических производств»,**ФГБОУ ВО «Ангарский государственный технический университет»,**e-mail: dekan\_ftk@angtu.ru**Колесниченко Виктор Александрович,**обучающийся гр. ТМ-20-1, ФГБОУ ВО «Ангарский государственный технический университет», e-mail: victor.kolesnichenko8@gmail.com*

## РЕКОНСТРУКЦИЯ ПНЕВМАТИЧЕСКОГО ПЕРЕМЕШИВАЮЩЕГО УСТРОЙСТВА

*Shcherbin S.A., Kolesnichenko V.A.*

## RECONSTRUCTION OF THE PNEUMATIC MIXING DEVICE

**Аннотация.** В статье проанализированы особенности применения пневматического перемешивания в химической промышленности, указаны достоинства и недостатки этого способа. Рассмотрены основные конструкции оборудования для пневматического перемешивания и особенности его расчета. Предлагается вариант реконструкции пневматического перемешивающего устройства в реакторе для получения битума с целью повышения качества перемешивания и снижения энергетических и материальных затрат. Вместо трубчатого барботера предлагается использовать устройство типа газлифт.

**Ключевые слова:** перемешивание, барботаж, газлифт.

**Abstract.** The article analyzes the features of the use of pneumatic mixing in the chemical industry, the advantages and disadvantages of this method. The basic designs of equipment for pneumatic mixing and its calculation are considered. A variant of reconstruction of a pneumatic mixing device in a reactor for bitumen production is being considered to improve the quality of mixing and reduce energy and material costs. Instead of a tubular bubbling device, it is proposed to use a gas-lift type device.

**Keywords:** mixing, bubbling, gas lift.

Пневматическое перемешивание применяется для медленного смешивания маловязких жидкостей, а также при необходимости окисления перемешиваемой среды кислородом воздуха. Его осуществляют газом (чаще всего воздухом или водяным паром), проходящим через слой жидкости. Перемешивание острым паром применяют, когда необходимо одновременно перемешивать и обогревать жидкость. Подаваемый под давлением газ поднимается через жидкость, перемешивая ее. Для равномерного распределения газа по сечению аппарата применяют

барботеры, или маточники из труб различной формы (змеевик, крестовина, спираль, кольца с параллельными хордами и др.) с множеством отверстий, обычно устанавливаемые на дне аппарата.

В химической промышленности такой способ перемешивания находит применение в тех случаях, когда подача в аппарат большого количества газа связана с особенностями технологического процесса (барботажная полимеризационная аппаратура, аппараты для очистки газов и биологической очистки сточных вод и т.д.). Имеется несколько типо-

вых конструктивных схем аппаратов. Наиболее простая из них реализуется путем распределения газа по всему сечению аппарата посредством газораспределительного устройства (барботера), установленного в придонной части аппарата (рисунок 1, а). Для этих аппаратов характерны относительно невысокие значения приведенной скорости газа (до 0,1 м/с). При малых приведенных скоростях (ниже 0,02 м/с) подъем газа осуществляется главным образом в центральной части аппарата, что приводит к возникновению направленной меридиональной циркуляции. Интенсивность перемешивания при таких режимах определяется скоростью циркуляционного течения и турбулентной диффузией. При приведенных скоростях, превышающих указанные выше, газ распределяется по сечению аппарата более равномерно и основное влияние на интенсивность перемешивания оказывает турбулентная диффузия.

Для увеличения циркуляционного расхода в ряде случаев газораспределительное устройство устанавливается вблизи стенки аппарата (рисунок 1, б). Такая схема характерна, например, для сооружений биологической очистки сточных вод (аэротенков). При использовании газа с низким избыточным давлением газораспределительное устройство в аэротенках устанавливается на глубине 0,5-1 м (рисунок 1, в).

При рациональном выборе соотношений размеров скорость циркуляционного потока в аппаратах рассматриваемых типов достигает 0,25-0,4 м/с. Для достижения более высоких скоростей циркуляции применяют газлифтные аппараты (рисунок 1, з, д). В тех случаях, когда целью служит только перемешивание и массообмен, используется обычно одна или несколько газлифтных труб большого диаметра (рисунок 1, з).

Процесс перемешивания может происходить при выделении или подводе теплоты. С этой целью аппарат снабжают рубашкой, в которую подают греющий или охлаждающий агент. Также для обеспечения отвода или подвода теплоты разработаны кожухотрубчатые газлифтные аппараты (рисунок 1, д). Предельное значение приведенной скорости газа в газлифтных трубах составляет 2 м/с; скорость циркуляционного течения при этом может достигать 1 м/с.

Пневматическое перемешивание не требует сложных приспособлений. Частому ремонту подвергают барботеры, претерпе-

вающие эрозионный износ. Однако, использование пневматического перемешивания связано с относительно большим расходом энергии. Также нужно учитывать возможность окисления или обводнения перемешиваемой среды при контакте с воздухом или паром. При перемешивании легких нефтепродуктов возможны значительные их потери. Следует учитывать также вероятность накопления статического электричества, т.е. опасность возгорания. Эти обстоятельства ограничивают применение пневматического перемешивания в химической промышленности.

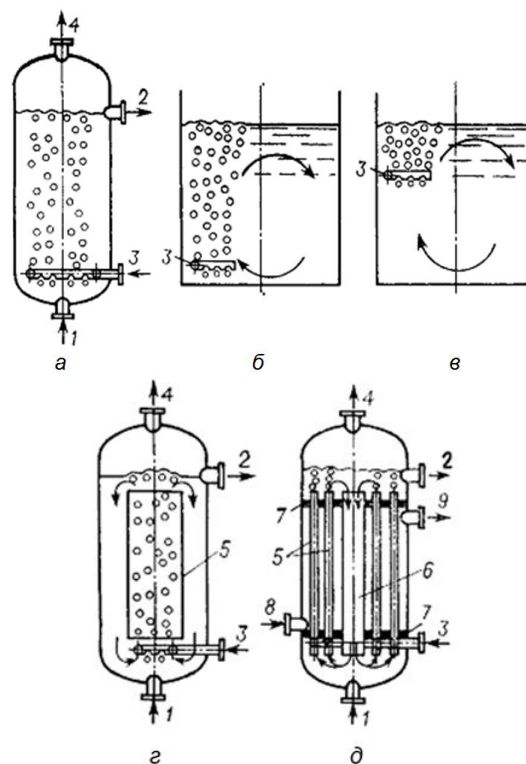


Рисунок 1 – Принципиальные схемы перемешивания с помощью сжатого газа: а – с центральным барботером; б – со смешанным барботером; в – с барботером малого погружения; з – с газлифтной трубой; д – кожухотрубчатый аппарат с газлифтными трубами и циркуляционной трубой; 1, 2 – вход и выход жидкости; 3, 4 – вход и выход газа; 5 – газлифтная труба; 6 – циркуляционная труба; 7 – трубная доска; 8, 9 – вход и выход теплоносителя.

Проектирование пневматических перемешивающих устройств включает определение гидравлического сопротивления системы, подбор сечений трубопроводов и диаметров отверстий для выхода газа (пара), расчет давления перемешивающего газа,

компрессорного оборудования и т. д. Рекомендации по расчету барботеров приведены в соответствующей литературе [1-3].

Сечения отдельных элементов барботера подбираются таким образом, чтобы обеспечить необходимую скорость истечения воздуха через все отверстия, равномерность процесса перемешивания по высоте слоя жидкости, предотвращение закупорки отверстий.

Давление перемешивающего газа в барботере должно быть достаточным для создания нужного напора в трубопроводе и преодоления сопротивлений при истечении через отверстия, столба жидкости в аппарате и при отрыве пузырьков от отверстий. Сумму этих сопротивлений обычно определяют опытным путем. При расчете пневматических перемешивающих устройств необходимое давление газа определяют по формуле:

$$p_e = \rho_{ж} g h_{ж} + \frac{\rho_e W_e^2}{2} \left( 1 + \sum_{i=1}^n \zeta_i \right) + p_u, \text{ Па},$$

где  $h_{ж}$  – высота столба перемешиваемой жидкости, м;  $\rho_{ж}$  и  $\rho_e$  – плотность жидкости и газа (воздуха), кг/м<sup>3</sup>;  $W_e$  – скорость газа в трубопроводе (обычно принимают  $20 \leq W_e \leq 40$  м/с);  $\sum_{i=1}^n \zeta_i$  – сумма коэффициентов гидравлических сопротивлений;  $p_u$  – избыточное давление, Па.

Объемный расход газа можно определить по эмпирической формуле [2]:

$$V = Fkp, \text{ м}^3/\text{ч},$$

где  $F$  – площадь поверхности жидкости в аппарате, м<sup>2</sup>;  $p$  – давление газа, бар;  $k$  – опытный коэффициент, значение которого принимается при слабом перемешивании 0,24-0,3, при малоинтенсивном 0,35-0,5, при интенсивном 0,45-0,6.

Минутный расход воздуха на 1 м<sup>2</sup> свободной поверхности жидкости в аппарате ориентировочно принимается от 0,4 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·мин) при низкой интенсивности перемешивания до 1,2 м<sup>3</sup>/(м<sup>2</sup>·мин) при интенсивном перемешивании.

В работе [4] описан вариант реконструкции колонны для окисления битума на нефтеперерабатывающем производстве АО «АНХК».

Технологический процесс получения битума основывается на непрерывном окислении нефтяных остатков кислородом воздуха при температуре от 250 до 280 °С и избыточном давлении до 0,05 МПа. Кислород реагирует с содержащимся в сырье водородом.

В результате образуется водяной пар и кислородсодержащие соединения – альдегиды. Уменьшение содержания водорода приводит к постепенному сгущению сырья с получением битума требуемой марки. На нефтеперерабатывающем производстве АО «АНХК» производятся дорожный, строительный и кровельный битумы, применяющиеся в различных отраслях промышленности при производстве гидроизоляционных материалов, мастик, минерального волокна и т.п.

Тяжелые условия эксплуатации битума обуславливают высокие требования, предъявляемые к его качеству. Поэтому основные технологические параметры процесса: расходы сырья и воздуха, давление и температура реакции должны поддерживаться в заданных регламентом узких пределах.

Основным аппаратом установки является реактор с диаметром 3,2 м и высотой 22,3 м, именуемый в спецификации окислительной колонной (рисунок 2, а). Аппарат установлен на открытой площадке. Нижняя часть колонны изолирована, верхняя теплоизоляции не имеет.

Для подачи и распределения воздуха в нижней части реактора помещен трубчатый барботер (поз. 2, рисунок 2, а). Воздух барботирует через многометровый слой нефтепродукта. Мелкие пузырьки воздуха сталкиваются между собой, укрупняются, образуя пузыри большего размера. В результате уменьшается поверхность контакта газовой и жидкой фаз, ухудшаются условия реакции, снижается производительность установки и качество конечного продукта.

Анализ работы действующего реактора показал, что более рациональной конструкцией газового распределителя является устройство типа газлифт (рисунок 2, б), которое предусматривает порционный ввод воздуха по высоте слоя нефтепродукта. При этом реакция кислорода с водородом происходит главным образом в подъемных трубах (поз. 3, 4, 5, рисунок 2, б), за счет интенсивного перемешивания контактируемых сред. Интенсификация процесса перемешивания обуславливается в первую очередь направленным движением жидкости в трех циркуляционных контурах.

При проектировании реактора новой конструкции соотношения диаметров и высот подъемных труб определялись по рекомендациям [1].

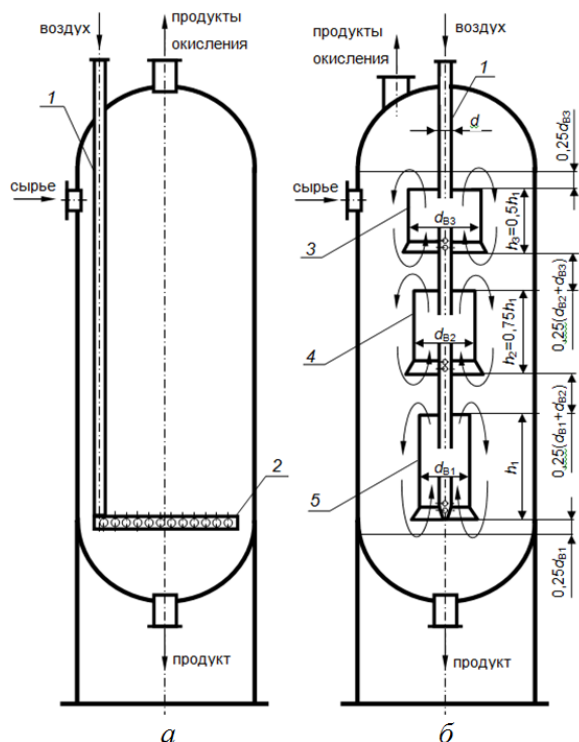


Рисунок 2 – Окислительная колонна:

*a* – до реконструкции; *б* – после реконструкции; 1 – труба для подачи газа; 2 – трубчатый барботер; 3, 4, 5 – подъемные трубы.

Диаметр центральной трубы рассчитывался по формуле:

$$d = 0,0408D\sqrt{1/W}, \text{ м,}$$

где  $D$  – внутренний диаметр аппарата, м;  $W_g = 10 \div 25$  м/с – скорость газа в центральной трубе.

Расстояния между подъемными трубами, верхней трубой и верхней границей жидкости, нижней трубой и нижней границей цилиндрической части аппарата определялись из условия равенства проходных сечений для циркуляционных потоков.

Для инженерных расчетов внутренние диаметры подъемных труб  $d_{B1}$ ,  $d_{B2}$ , и  $d_{B3}$  можно определить из соотношений:

$$d_{B1} = (0,1 \div 0,12)D, \text{ м;}$$

1. **Лацинский, А.А.** Основы конструирования и расчета химической аппаратуры: справочник / А.А. Лацинский, А.Р. Толчинский. – Москва: Машиностроение, 1970. – 752 с.

2. **Касаткин, А.Г.** Основные процессы и аппараты химической технологии / А.Г. Касаткин. – М.: Химия, 1973. – 752 с.

$$d_{B2} = 1,1d_{B1}, \text{ м;}$$

$$d_{B3} = 1,1d_{B2}, \text{ м.}$$

Общая площадь живого сечения перфорированных участков:

$$\Sigma f = 0,5\pi d^2/4 = 0,39d^2, \text{ м}^2.$$

Площади нижнего, среднего и верхнего перфорационных участков  $f_1$ ,  $f_2$  и  $f_3$  рассчитываются пропорционально размерам  $d_{B1}$ ,  $d_{B2}$  и  $d_{B3}$  из выражения:

$$\Sigma f = f_1 + f_2 + f_3 = f_1 + 1,21f_1 + 1,46f_1, \text{ м}^2.$$

Для нижнего циркуляционного контура суммарная площадь отверстий в центральной трубе рассчитывается из условия:

$$f_1 = \Sigma f/3,67 = 0,39d^2/3,67 = 0,106d^2, \text{ м}^2.$$

Для среднего и верхнего циркуляционных контуров по аналогии:

$$f_2 = 1,21 \cdot 0,106d^2 = 0,128d^2, \text{ м}^2;$$

$$f_3 = 1,46 \cdot 0,106d^2 = 0,155d^2, \text{ м}^2.$$

На основании вышеизложенных рассуждений при проектировании новой конструкции реактора были приняты следующие значения основных размеров:

- внутренние диаметры подъемных труб  $d_{B1} = 0,36$  м,  $d_{B2} = 0,40$  м,  $d_{B3} = 0,44$  м;

- внутренний диаметр центральной трубы при  $W_g = 10$  м/с  $d = 0,042$  м;

- диаметр отверстий в центральной трубе  $d_0 = 0,006$  м;

- количество отверстий в нижнем, среднем и верхнем перфорационных участках соответственно  $z_1 = 6$ ,  $z_2 = 8$ ,  $z_3 = 10$ .

Возможен вариант исполнения с диаметром отверстий в центральной трубе  $d_0 = 0,005$  м. В этом случае количество отверстий в перфорационных участках распределяется следующим образом:  $z_1 = 10$ ,  $z_2 = 12$ ,  $z_3 = 14$ .

Предлагаемая реконструкция устройства для распределения газа позволит увеличить интенсивность перемешивания реакционной массы и повысить качество битума.

## СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

3. **Лекае, В.М.** Процессы и аппараты химической промышленности / В.М. Лекае, А.В. Лекае. – М.: Высш. школа, 1977. – 256 с.

4. **Салькова, А.Г.** Разработка устройства для распределения газа в реакторе получения битума / А.Г. Салькова, С.А. Щербин. // Сборник научных трудов. Т. 1. – Ангарск: АГТА, 2005. – С. 165-167.