

ИССЛЕДОВАНИЕ МАССООБМЕНА В ПРЯМОТОЧНО-ВИХРЕВОМ АППАРАТЕ

Закиров А.М., Алексеев В.В., Булкин В.А.

Казанский национальный исследовательский технологический университет

E-mail: valexeevtt@mail.ru

Стремление совершенствовать процессы в газожидкостных системах, а также оборудования для проведения этих процессов привело к созданию многочисленных аппаратов с различными способами подачи и организации движения фаз: распыление жидкости в газовую среду, барботирование газа через слой жидкости, пленочное течение жидкости.

Наиболее перспективным является пленочное движение, в том случае, если сопротивление массопереносу сосредоточено в жидкой фазе. Это связано с тем, что при высоких скоростях, в толще жидкости возникают турбулентные завихрения, увеличивающие скорость массопереноса. Интенсивность процесса массообмена между газом и жидкостью, текущей в виде пленки, можно увеличить приданием газожидкостному потоку винтового движения, при котором увеличивается скорость

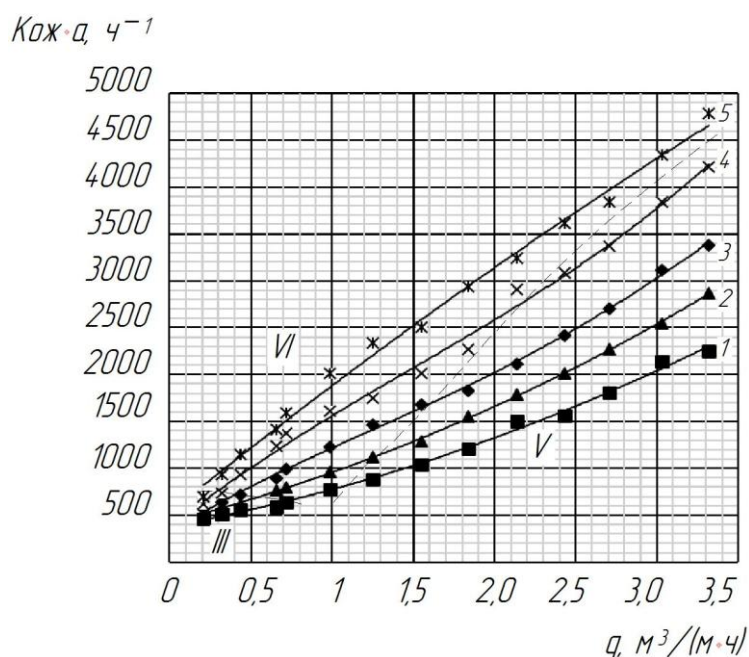


Рис. 1. Зависимость коэффициента массоотдачи от плотности орошения, при скоростях газа: 1 – 15,0 м/с; 2 – 20,0 м/с; 3 – 25,4 м/с; 4 – 30,0 м/с; 5 – 36,2 м/с.

контактирования и время пребывания жидкости в зоне контакта.

Авторы статьи [1] приводят экспериментальные данные, подтверждающие увеличение коэффициента массоотдачи в 1,5-2 раза при закручивании газового потока с помощью винтовых вставок в цилиндрическом канале, где протекает взаимодействие газа и жидкости при прямоточно-винтовом движении. Они также отмечают улучшение сепарации после взаимодействия газожидкостного потока, по сравнению с осевым прямотоком.

Целью данной статьи являлось определение наиболее эффективного вида (прямоточно-винтового восходящего или нисходящего) взаимодействия газа и жидкости в контактном элементе [2] для конкретных условий технологического процесса.

В качестве контактного элемента использовалась трубка диаметром $d = 16,8 \pm 0,1$ мм и длиной $l = 150$ мм с двухзаходными винтовыми лопастями (угол закрутки $\beta = 48^\circ, 7'$).

Полученные экспериментальные данные взаимодействий газа и жидкости представлены на рис. 1 для нисходящего и на рис. 2 для восходящего прямоточно-винтового движения потоков.

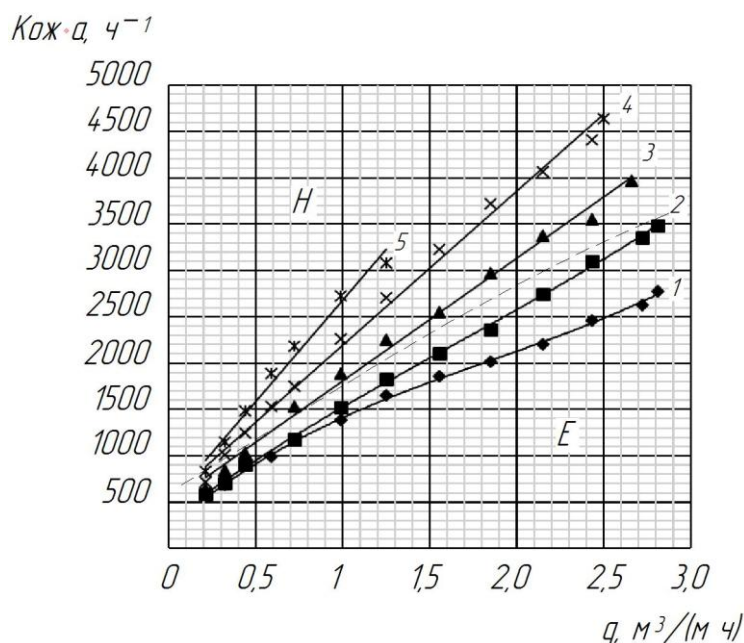


Рис. 2. Зависимость коэффициента массоотдачи от плотности орошения, при скоростях газа: 1 – 15,0 м/с; 2 – 20,0 м/с; 3 – 25,1 м/с; 4 – 29,9 м/с; 5 – 34,95 м/с.

По полученным экспериментальным данным можно сделать вывод, что рост коэффициентов массопередачи $K_{ож} \cdot a, ч^{-1}$, как для восходящего, так и для нисходящего потока, в основном определяется увеличением линейной плотности орошения $q, м^3/(м \cdot ч)$. При низких скоростях газа изменение скорости $w, м/с$ незначительно сказывается на росте коэффициентов массопередачи.

В результате проведения эксперимента были выявлены следующие изменения гидродинамической обстановки в контактной трубке. На графике они делятся пунктирными линиями на соответствующие режимы:

а) для нисходящего закрученного потока: III-режим распада пленки; V-эмульсионный режим; VI-режим срыва капель;

б) для восходящего закрученного потока: E-турбулентный режим; H-режим срыва капель.

В результате обработки опытных данных на ЭВМ по коэффициенту массопередачи были получены следующие зависимости:

а) для нисходящего закрученного потока при $w = 25,4 м/с$:

- для III режима

$$K_{ож} \cdot a = -169,72 \cdot q^2 + 753,07 \cdot q + 418,21$$

- для VI режима

$$K_{ож} \cdot a = -59,41 \cdot q^2 + 830,37 \cdot q + 340,93$$

- для V режима

$$K_{ож} \cdot a = 162,6 \cdot q^2 + 204,85 \cdot q + 947,55$$

б) для восходящего закрученного потока при $w=25,1 м/с$:

- для E режима

$$K_{ож} \cdot a = -253,56 \cdot q^2 + 1934,1 \cdot q + 242,75$$

- для H режима

$$K_{ож} \cdot a = -62,95 \cdot q^2 + 1449,5 \cdot q + 500,85$$

На рис. 3-4 приводятся сравнения эффективности массопередачи при нисходящем и восходящем прямоточно-винтовом движении потоков в трубке.

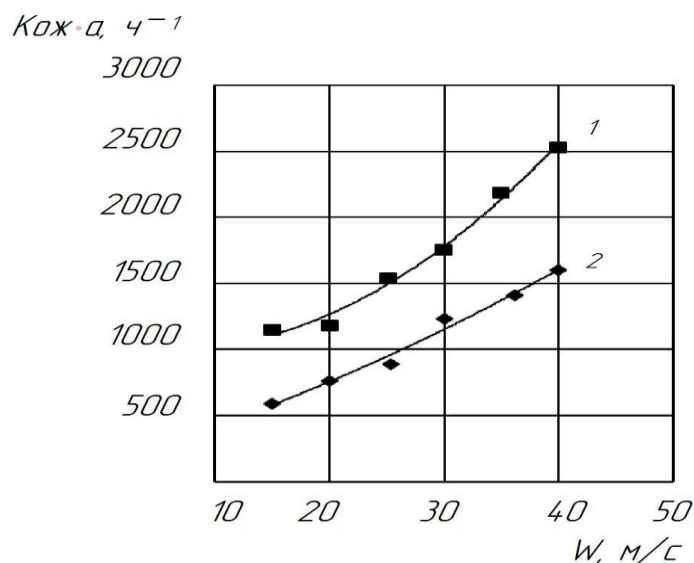


Рис. 3. Зависимость коэффициента массоотдачи от скорости газовой фазы, при постоянном значении плотности орошения $q = 0,66 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$: 1 – восходящий, 2 – нисходящий закрученные потоки.

Из анализа этих данных можно сделать следующие выводы:

- наибольшие значения коэффициентов массопередачи могут быть достигнуты при проведении процессов в винтовом восходящем потоке газа и жидкости (рис. 3);
- при сравнении энергозатрат, необходимых для создания прямоточно-винтового движения, было выявлено, что при скоростях больше 27 м/с гидравлическое сопротивление у восходящего потока становится меньше в отличие от нисходящего (рис. 4).

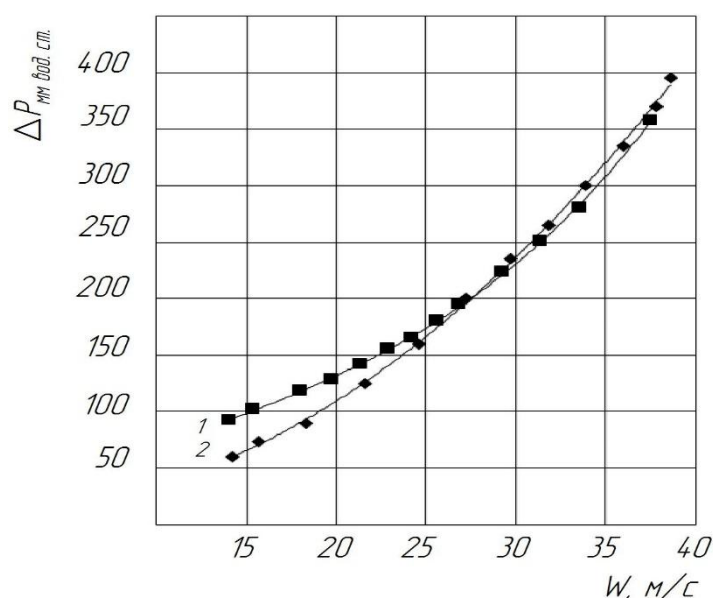


Рис. 4. Зависимость гидравлического сопротивления от скорости газовой фазы, при постоянном значении плотности орошения $q = 0,66 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$: 1 – восходящий, 2 – нисходящий закрученные потоки.

В ходе исследования гидравлического сопротивления прямоточно-вихревого движения газа и жидкости в интервале скоростей от 10 до 40 м/с при линейной плотности орошения $q = 0,66 \text{ м}^3/(\text{м} \cdot \text{ч})$ было выявлено, что при $w = 18 \text{ м/с}$ у нисходящего потока изменяется гидродинамический режим, для которого характерен срыв капель жидкости с поверхности текущей пленки. Аналогичный режим при

восходящем потоке возникает только при достижении $w=27$ м/с. В следствии большего гидравлического сопротивления при срыве капель и разницы между скоростями его возникновения для исследуемых потоков – разница гидравлических сопротивлений между ними уменьшается (рис.4). При скоростях $w>25$ м/с сопротивление закрученного восходящего прямоточного потока становится не значительно, но меньше чем нисходящего. Гидродинамика восходящего потока требует дальнейших анализов и экспериментальной проверки.

Анализ проведенных исследований показала, что при $w > 25$ м/с потери напора одинаковы как при нисходящем, так и при восходящем потоке. Однако, с точки зрения сепарации фаз после их взаимодействия конструирование контактных устройств с восходящим потоком предпочтительнее.

Литература

- [1] Харьков В.В., Николаев А.Н., Вестник технологического университета – 2016, Т.19, №13, с. 149 - 152.
- [2] Закиров А.М., Алексеев В.В., Булкин В.А, Вестник технологического университета –2017, Т20, №4, с. 88 - 90.

РАЗРАБОТКА АППАРАТА ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ ЭМУЛЬСИЙ

Райский И. А., Булкин В.А.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: Raiskiyia@mail.ru

Перемешивание веществ одинакового и различных агрегатных состояний является одним из наиболее распространенных процессов химической технологии. Процесс перемешивания можно охарактеризовать как процесс многократного относительного перемешивания макроскопических элементов объема жидкой среды под воздействием импульса, передаваемого среде различными устройствами. К основным способам перемешивания жидких сред можно отнести следующие варианты оформления передачи импульса жидкости в смесителях: вращательным или колебательным движением мешалок; барботажем газа через слой жидкости; прокачиванием жидкости через турбулизирующие насадки; перекачиванием жидкости насосами по замкнутому контуру. В химической промышленности нашли большую область применения смесители с различными методами перемешивания в жидких средах, которые имеют в свою очередь различные способы конструктивного оформления.

Основной характеристикой процесса перемешивания является интенсивность перемешивания, и, следовательно, расход энергии на его проведение. Под интенсивностью перемешивания понимается количество энергии, вводимой в единицу объема перемешиваемой среды за единицу времени, где объем может быть представлен массой перемешиваемой жидкости. Следствием этого является то, что при увеличении интенсивности перемешивания возрастают и энергетические затраты. Поэтому интенсивность перемешивания следует определять исходя из условий достижения максимального технологического эффекта при минимальных энергозатратах.

Во всех группах интенсификация технологических процессов осуществляется путем движения жидкости в аппарате. Однако в зависимости от особенностей интенсифицируемых явлений требования к характеристикам потока и конструкции аппарата могут быть различными.

Аппараты с механическими перемешивающими устройствами являются основными используемыми в химической промышленности и представляют собой традиционный вид оборудования для перемешивания. Наиболее распространенным является - вертикальный цилиндрический аппарат с мешалкой, ось вращения которой совпадает с осью аппарата.

В настоящее время в промышленности применяются различные модификации аппаратов для перемешивания. Объем аппаратов с мешалками составляет от 10 дм^3 до 2000 дм^3 . Известны устройства, обеспечивающие перемешивание в бетонных сооружениях объемом несколько сотен тысяч кубических метров. Разработан также ряд специальных устройств для проведения процесса перемешивания (петлевые реакторы, статические смесители, вибрационные, барботажные и т.п., которые будут рассмотрены ниже). Однако в подавляющем большинстве случаев конструкция аппаратов для перемешивания соответствует традиционной схеме, т.е. вертикальные аппараты в которых перемешивание жидких сред осуществляется путем воздействия рабочего органа (мешалки) на рабочую среду [1].

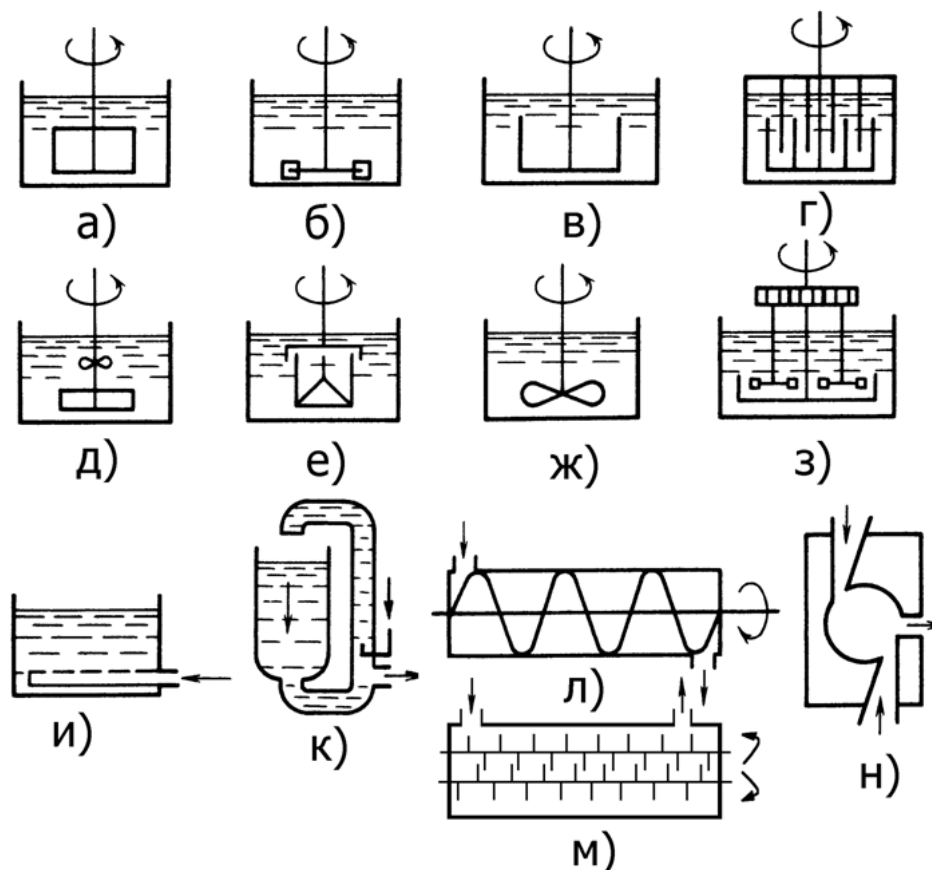


Рис. 1. Жидкостные реакторы

В некоторых технологических процессах использование механического способа перемешивания при помощи мешалок бывает нецелесообразным или невозможным: когда перемешиваемая жидкость отличается большой химической активностью и быстро разрушает механические мешалки, либо, когда необходимо перемешивание газообразных и капельных жидкостей. Поэтому в химической промышленности кроме аппаратов традиционной конструкции получили распространение аппараты или перемешивающие устройства некоторых специальных типов и конструкций.

Из числа немеханических способов перемешивания наиболее широко применяемым является перемешивание посредством сжатого газа (барботажное, газлифтное) и струйное перемешивание. Значительный интерес в последнее время проявляется также к так называемым статическим смесителям, предназначенным для установки непосредственно на технологических трубопроводах.

Для получения эмульсии из несмешивающихся жидкостей часто используются смесители, в которых постоянно циркулирует жидкость, с использованием насоса. Эмульсия представляет собой дисперсную систему, состоящую из микроскопических капель жидкости (дисперсной фазы), распределенных в другой жидкости (дисперсионной среде). Эмульсии могут быть образованы двумя любыми несмешивающимися жидкостями; в большинстве случаев одной из фаз эмульсий является вода, а другой — вещество, состоящее из слабополярных молекул (например, жидкие углеводороды, жиры). Одна из первых изученных эмульсий — молоко. В нём капли молочного жира распределены в водной среде. Эмульсии широко используют в различных отраслях промышленности:

- пищевая промышленность (сливочное масло, маргарин, майонез);
- мыловарение;
- переработка натурального каучука;
- строительная промышленность (битумные материалы, пропиточные композиции);
- автомобильная промышленность (получение смазочно-охлаждающих жидкостей);
- металлообработка (смазочно-охлаждающие жидкости);
- сельское хозяйство (пестицидные препараты);
- медицина (производство лекарственных и косметических средств);

Многие типы мешалок могут применяться для получения эмульсий, такие как: смесители с лопастными мешалками, турбинными мешалками, барботажными и т.д. К сожалению, не все смесители могут хорошо перемешивать жидкости для получения эмульсий, для некоторых смесителей расход энергии может быть значительным.

Наиболее эффективными являются циркуляционные смесители[2], вертикальный смеситель со всасывающими колонками [3, 4], а также вертикальный смеситель с щелевыми всасывающими колонками.

Циркуляционный смеситель

Циркуляция вещества в замкнутом контуре может обеспечить эффективное перемешивание. Данный процесс реализуется при помощи центробежного или струйного насоса, который выступает в качестве локального турбулизатора.

Перемешивание путем циркуляции жидкости осуществляется двумя способами. Так, в больших аппаратах, работающих с жидкостью, компоненты которой имеют различную плотность, нижние слои всасываются центробежным насосом. Более тяжелый слой проходит насос и через нагнетательный патрубок подается в циркуляционную трубу, выходящую на свободную поверхность уровня жидкости в аппарате через разбрызгиватель. По мере увеличения производительности насоса возрастает циркуляция жидкости в перемешиваемом объеме.

Сочетание циркуляционного насоса с эжектором обеспечивает более интенсивное перемешивание вещества. Центробежный насос всасывает верхний слой жидкости и нагнетает в сопло эжектора. Вытекающий из сопла поток вещества смешивается с окружающей жидкостью, после чего образовавшаяся смесь выбрасывается вверх. Следовательно, циркуляционные потоки вещества создаются не только по контуру, но и внутри объема перемешиваемой жидкости.



Рис. 2. Циркуляционные смесители

Вертикальный смеситель со всасывающими колонками

Устройство представляет собой [3, 4] емкость, снабженную всасывающими и нагнетательными трубопроводами, циркуляционным насосом. В емкости установлена всасывающая колонка со щелевыми отверстиями, нижняя часть которой соединена с всасывающим трубопроводом насоса. Дренажное отверстие также соединено с всасывающим трубопроводом. Внутри емкости установлен коллатор с соплами, направленными тангенциально в дно емкости. Для удобства контроля загрузки компонентов и выгрузки готового продукта на нагнетательной линии насоса может быть установлена измерительная система.

Преимущества:

- высокая степень турбулизации смеси;
- быстрое достижение желаемой степени смешения;
- расход энергии только на работу насоса, который используется и на откачку готовой смеси;
- простота эксплуатации и обслуживания

Недостатком данного смесителя является неравномерное всасывание реагентов по радиусу, то есть из-за вертикальности данного аппарата, жидкость, находящаяся далеко от щелей, на концах, практически не будет перемешиваться. Для улучшения данной ситуации был разработан аналогичный, но вертикальный смеситель.

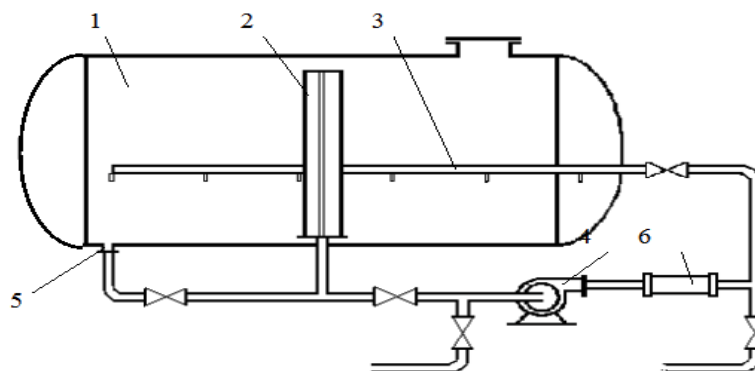


Рис. 3. Горизонтальный смеситель. 1 – емкость, 2 – всасывающая колонка, 3 – коллектор, 4 – циркуляционный насос, 5 – дренажное отверстие, 6 – измерительная система.

Вертикальный смеситель с щелевыми отверстиями

Вертикальный смеситель представляет собой вертикальный цилиндрический сосуд со штуцерами для подачи и слива жидких сред. Внутри также, как и в горизонтальном смесителе имеется устройство для забора жидкости. Заборное устройство располагается по центру и достигает по высоте верхнего предельного уровня жидкости. Такое устройство позволяет уже сразу подавать на смешение смесь в требуемой пропорции легкой и тяжелой фаз. Благодаря такому устройству в насос для смешения подается смесь в заданной пропорции.

Возврат полученной после насоса эмульсии в периферийную зону емкости обеспечивает режим вытеснения по радиусу, что ускоряет достижение заданной степени смешения реагентов эмульсии и ли суспензии во всем объеме.

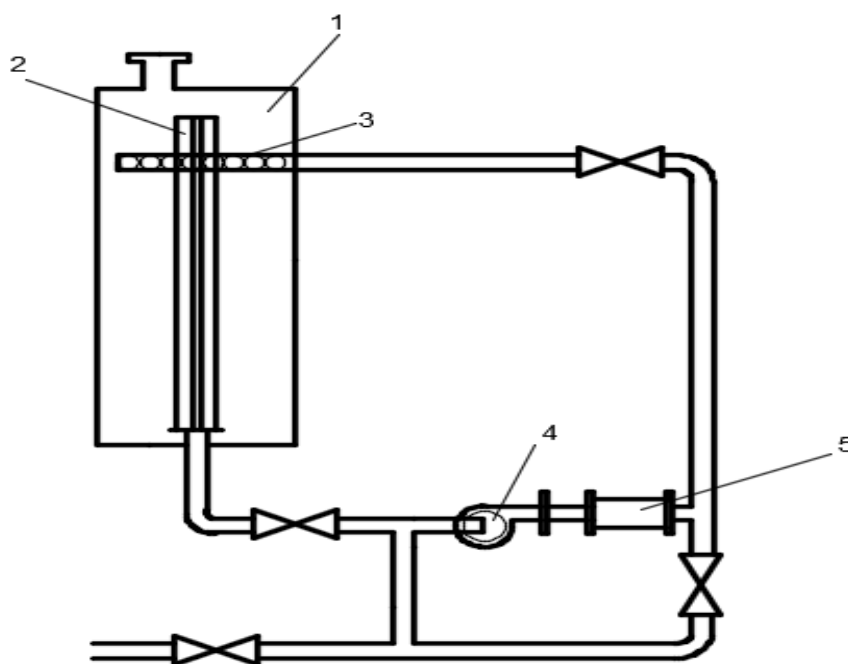


Рис. 4. Вертикальный смеситель. 1 – емкость, 2 – щелевые отверстия, 3 – коллектор, 4 – циркуляционный насос, 5 – измерительная система.

Для расчета и проектирования таких смесителей необходимо проведение исследований гидродинамических закономерностей движения потоков и определение условий эффективного смешения компонентов.

Литература

- [1] Машины и аппараты химических производств. Реакторы и теплообменники: учеб. пособие / С.И. Валеев [и др.]; Казанский нац. исслед. технол. ун-т. — Казань: Изд-во КНИТУ, 2016. — 125 с.
- [2] Циркуляционные смесители [Электронный ресурс] / Общая информация по смесителям и смешительному оборудованию. — Режим доступа: http://www.intech-gmbh.ru/oil_tank_mixers.php, свободный.
- [3] Гуськов П.Е., Реут В.И., Егоров А.Г., Булкин В.А. Математическое описание процесса перемешивания в щелевом смесителе. В кн. "Интенсификация тепло-массообменных процессов, промышленная безопасность и экология" Казань, 2005 г.
- [4] Смирнов С.А. Реут В.И. Хлебников В.Н., Булкин В.А. Блочная установка типа "Смекон" для приготовления многокомпонентных реагентов. химизации. В кн.: Повышение уровня добычи нефти на месторождениях ОАО ННГ в 1997 - 2005 гг. Материалы научно-технической конференции, 1997.

РАБОТА ПАРОВЫХ ТЕПЛООБМЕННИКОВ В УСЛОВИЯХ ЗАЛИВА ЧАСТИ ПОВЕРХНОСТИ ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ КОНДЕНСАТОМ

Грачева Ю.А., Дмитриева Е.С., Печенегов Ю.Я.

*Саратовский национальный исследовательский государственный университет
имени Н.Г. Чернышевского. E-mail: july08123@mail.ru*

В теплообменных устройствах, обогреваемых водяным паром, образующийся конденсат выпускается из устройств обычно с температурой насыщения греющего пара, которая может составлять 120 – 160 °С и в отдельных случаях выше. При движении к сборному конденсатному баку давление конденсата понижается и происходит его частичное самовскипание. Образующийся при этом вторичный пар через свечу конденсатного бака выпускается в атмосферу. С вторичным паром теряется тепловая энергия и в равных с ним количествах конденсат. Наиболее просто устранить данные потери можно путем залива части поверхности теплопередачи теплообменных устройств конденсатом греющего пара. В этом случае выпускаемый конденсат может быть охлажден до температуры 100 °С и ниже, что исключает его самовскипание при уменьшении давления до атмосферного.

В настоящей работе анализируется эффективность залива конденсатом части поверхности теплопередачи на примере парового воздухонагревателя. Схема для анализа приведена на рис. 1.

Анализ проводился с использованием уравнений теплопередачи

$$Q = Q_{\text{п}} + Q_{\text{з}} = k_{\text{п}} \cdot \{F \cdot (1 - n) \cdot [t_{\text{с}} - 0,5 \cdot (t_{\text{з}} + t'')] + m \cdot F \cdot n \cdot 0,5 \cdot [(t_{\text{с}} + t_{\text{к}}) - (t_{\text{з}} + t')]\} \quad (1)$$

теплого баланса для паровой части поверхности теплопередачи

$$Q_{\text{п}} = D \cdot r = G \cdot c_{\text{р}} \cdot (t'' - t_{\text{з}}) \quad (2)$$

и для залитой конденсатом части поверхности теплопередачи

$$Q_{\text{з}} = D \cdot c_{\text{к}} \cdot (t_{\text{с}} - t_{\text{к}}) = G \cdot c_{\text{р}} \cdot (t_{\text{з}} - t'), \quad (3)$$

где $Q, Q_{\text{п}}, Q_{\text{з}}$ – передаваемый тепловой поток в теплообменнике, паровой его части и залитой части соответственно; $k_{\text{п}}$ – коэффициент теплопередачи для паровой части; F – площадь поверхности теплопередачи теплообменника; $n = F_{\text{з}} / F$ – доля залитой конденсатом площади F ; $F_{\text{з}}$ – площадь залитой части поверхности теплопередачи; $t_{\text{с}}$ и $t_{\text{к}}$ – температуры насыщения пара и конденсата на выходе из теплообменника соответственно; $t', t_{\text{з}}$ и t'' – температуры нагреваемого теплоносителя соответственно на входе в теплообменник, на границе паровой и залитой частей площади F и на выходе из теплообменника; $m = k_{\text{з}} / k_{\text{п}}$, где $k_{\text{з}}$ – коэффициент теплопередачи для залитой части; D и G – расходы греющего пара и нагреваемого теплоносителя соответственно; $c_{\text{р}}$ и $c_{\text{к}}$ – теплоемкости нагреваемого теплоносителя и конденсата соответственно; r – теплота конденсации греющего пара, определяется выражением [1]

$$r = 2562 - 3 \cdot t_s, \text{ кДж/кг} . \quad (4)$$

Для рассматриваемого воздухонагревателя принималось: $G = 0,43 \text{ кг/с}$; $t' = 15 \text{ }^\circ\text{C}$; $t'' = 65 \text{ }^\circ\text{C}$; $c_p = 1 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{K)}$; $Q = 21,45 \text{ кВт}$; $F = 5,36 \text{ м}^2$; $k_n = 0,04 \text{ кВт/(м}^2 \cdot \text{K)}$; $c_k = 4,3 \text{ кДж/(кг} \cdot \text{K)}$. При номинальном режиме работы, когда конденсат выходит из теплообменника с температурой насыщения пара, параметры греющей среды имели следующие значения: $p_{s,0} = 0,348 \text{ МПа}$; $t_{s,0} = 140 \text{ }^\circ\text{C}$; $D_0 = 0,01 \text{ кг/с}$; $r_0 = 2145 \text{ кДж/кг}$. Так как интенсивность теплоотдачи к воздуху значительно ниже чем от пара и конденсата, то здесь $m = 1$.

При $Q = \text{const}$ и $n > 0$ для компенсации уменьшения разности температур теплоносителей на залитой части F нужно повышать давление p_s греющего пара. В производственных условиях возможности увеличения p_s пара до определенной величины чаще всего имеются.

Результаты расчетов выполненных по уравнениям (1) – (4) при различных n и неизменном тепловом потоке Q для воздухонагревателя приведены на рис. 2 и 3. Из рис. 2 видно, что при доле залитой площади поверхности теплопередачи $n \leq 0,15$ увеличение давления p_s греющего пара невелико и составляет, например, при $n = 0,1$ величину $\Delta p_s = (p_s - p_{s,0}) \cdot 100 / p_{s,0} = 5,6 \%$. Температура конденсата на выходе из теплообменника при $n = 0,1$ составляет $t_k = 79 \text{ }^\circ\text{C}$. При такой температуре самовскипание конденсата в транспортной линии не происходит.

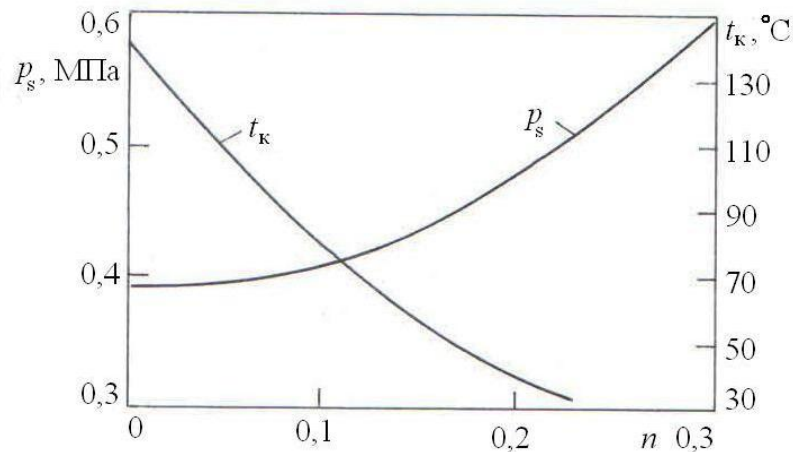


Рис. 2. Зависимости p_s и t_k от n

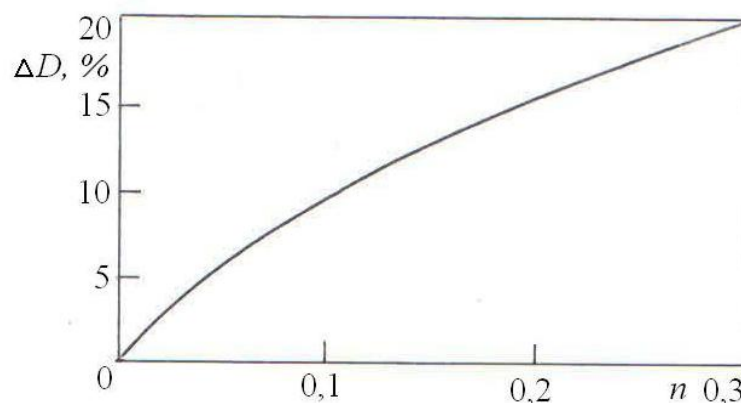


Рис. 3. Зависимость ΔD от n

Из рис. 3 следует, что работа теплообменника с заливом части поверхности теплопередачи конденсатом позволяет получить существенную экономию греющего пара, имеющую при $n = 0,1$ значение $\Delta D = (D_0 - D) \cdot 100 / D_0 = 9,5 \%$, а при $n = 0,3$ экономия достигает $\Delta D = 20 \%$.

При непрерывной работе рассмотренного воздухонагревателя в течении года и цене тепловой энергии 2 000 руб./Гкал, за счет снижения расхода греющего пара при $n = 0,1$ возможно эконо-

мить 30000 руб./год, а при $n = 0,3$ соответственно 63650 руб./год. То обстоятельство, что слой конденсата в воздухонагревателе, создавая гидравлический затвор, исключает потери с пролетным паром, обеспечит дополнительный экономический эффект, который может значительно превысить экономии, достигаемую за счет непосредственного переохлаждения конденсата.

Литература

[1] Печенегов Ю.Я. Пароконденсатные системы промышленных предприятий и конденсатоотводчики. Саратов: Сарат. гос. техн. ун-т, 1998. – 100 с.

ПОВЕРХНОСТНОЕ ЛЕГИРОВАНИЕ ИЗДЕЛИЙ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ В КАЧЕСТВЕ ТРАНСПОРТНОЙ СРЕДЫ РАСПЛАВОВ ЛЕГКОПЛАВКИХ МЕТАЛЛОВ

Калиничева В.А.

Санкт-Петербургский горный университет.

E-mail: viktoriyasurovix@gmail.com

Разработка, внедрение новых ресурсосберегающих технологий, повышение качества продукции являются основными задачами, стоящими перед современным машиностроением.

Для их решения используются различные способы и методы нанесения защитных покрытий, которые позволили бы обеспечить эксплуатацию оборудования в условиях сочетания или раздельного влияния высоких температур, механических нагрузок, давлений в различных агрессивных средах.

Наиболее перспективным из методов поверхностного упрочнения является химико-термическая обработка из жидкой фазы, связанная с диффузионным насыщением поверхностных слоев изделий различными химическими элементами. Метод из жидкой фазы позволяет сократить длительность технологического процесса, и в широком интервале влиять на свойства поверхностных слоев изделий. Так с помощью химико-термической обработки можно значительно повысить коррозионную стойкость и другие служебные свойства изделий при небольших затратах легирующих элементов. Основные потребители коррозионностойких высоколегированных сталей и сплавов - химическая, нефтехимическая и авиационная промышленности, а также тепловая и атомная энергетика, судостроение. Но несмотря на возможную универсальность применения диффузионных покрытий, методы их получения в научном и техническом аспектах разработаны недостаточно.

В настоящее время существует много способов нанесения покрытий, и из этих способов своей универсальностью, технологической простотой, экономичностью выделяется способ нанесения покрытий в среде легкоплавких расплавов. Помимо этого, данный способ обладает еще одним значительным достоинством - это возможностью совмещения процесса нанесения покрытий с процессом соединения деталей в неразъемную конструкцию.

Одной из таких технологий может служить создание покрытий за счет высокотемпературного диффузионного осаждения (ВТДО) из легкоплавких расплавов. Реализация комплекса факторов процесса ВТДО позволяет получать покрытия требуемого состава и толщины [1].

Рассматриваемый метод основан на явлении направленного изотермического переноса диффундирующих тугоплавких элементов в среде расплавов легкоплавких металлов, взаимной диффузии этих элементов и обрабатываемого металла с образованием покрытия. При этом легкоплавкий расплав не взаимодействует или слабо взаимодействует с металлом изделия. Основная функция легкоплавкого расплава – доставка диффузанта к поверхности изделия. Поэтому легкоплавкий расплав называется транспортным.

Независимо от состава транспортного расплава и сплава изделия, процесс нанесения диффузионных покрытий разбивается на следующие основные этапы [2]:

- очищение поверхности изделия от окисных пленок (их растворение, восстановление);
- получение элемента покрытия в атомарном состоянии (растворение в транспортном расплаве);
- перенос в транспортной среде диффундирующего элемента из жидкой фазы на поверхность изделия;
- адсорбция на поверхности, зародышеобразование кристаллической структуры внешнего слоя покрытия, диффузия в твердой фазе, взаимодействие компонентов и образование диффузионного слоя равномерного состава по отношению к насыщающей среде;

- изменение состава и структуры в прилегающем объеме основного металла изделия, а также нарастание диффузионных слоев до образования покрытия требуемой толщины.

В соответствии с физической сущностью процесса ВТДО, транспортный расплав должен активизировать поверхность изделия и обеспечивать направленный изотермический перенос диффундирующего элемента к поверхности изделия без коррозионного повреждения. В связи с этим выбранный состав транспортного расплава должен удовлетворять следующим требованиям [2]:

- не взаимодействовать или слабо взаимодействовать с компонентами обрабатываемого металла;
- иметь низкую температуру плавления по сравнению с температурой плавления обрабатываемого металла;
- очищать обрабатываемые поверхности от окисных пленок, являющимися диффузионными барьерами;
- растворять диффундирующие элементы, на базе которых образуется покрытие.

Этим требованиям соответствуют, прежде всего, такие легкоплавкие металлы, как свинец и висмут. Согласно диаграммам состояния, эти металлы не образуют твердых растворов и химических соединений с основными компонентами сплавов на основе железа. Они имеют невысокую температуру плавления и растворяют железо в ограниченном количестве.

Возможность образования свободной от окисных пленок поверхности металла изделия можно оценить путем сравнения изобарно-изотермических потенциалов образования окислов и их компонентов, входящих в состав твердых сплавов на основе железа и легкоплавких металлов.

По оценкам величин ΔG и результатам проведенных ранее исследований [3] жидкие свинец и висмут не должны или слабо могут восстанавливать окисные пленки основных компонентов покрываемых сталей. Но при экспериментальных исследованиях [2] в чистом свинце и висмуте образцы из армкожелеза подвергались коррозионному поражению, что свидетельствует об удалении окисных пленок. Легкоплавкие металлы транспортного расплава более активно вступают во взаимодействие с самим покрываемым металлом, чем с его стойкими окисными пленками. Проникая через трещины окисной пленки, транспортный расплав вступает во взаимодействие с покрываемым металлом и диспергирует окисную пленку, очищая поверхность.

Очищающую способность транспортных расплавов из свинца, висмута и их эвтектики подтверждает и разработанные технологические режимы нанесения диффузионных покрытий на углеродистые и высоколегированные конструкционные стали. При этом установлено, что активность легкоплавкого расплава с висмутом выше, чем со свинцом. Это согласуется с данными по растворимости основных компонентов сталей в свинце и висмуте. В висмуте процессы растворения компонентов стали более интенсивны, чем в свинце.

Экспериментально подтверждено [2], что в расплаве свинца с добавлением 3 % никеля растворимость железа при температуре 1273 К в процессе ВТДО составляет не более 0,004 %. И на поверхностях сталей свободных от окисных пленок в исследуемых расплавах обеспечивается протекание процесса адсорбции диффундирующих элементов.

Проведенные исследования по изучению источников, оценивающих влияние эвтектических транспортных расплавов на активизацию процесса ВТДО и технологию удаления остатков расплава с поверхности изделия, подтвердили эффективность снижения температуры плавления расплава.

Для расплава: 44 % свинца, 3 % никеля, висмут - остальное, помимо повышения активности создания ювенильной поверхности покрываемого металла достигается снижение температуры ликвидус на 120 К. При введении висмута в расплав обеспечивается легкое удаление транспортного расплава с помощью ветоши [2].

Дальнейшее повышение активности легкоплавкого расплава и снижение температуры ликвидус возможно путем введения олова. Так если для расплава: 50 % висмута, 25 % свинца и 25 % олова, температура плавления составляет 367 К, то для расплава: 45,5 % висмута, 45,1 % свинца и 3,6 % олова - 52 К. Введение активного олова позволяет осуществить процесс ВТДО при более низких температурах. Понижение температуры процесса обеспечивает благоприятное сохранение структуры покрываемого металла, снижает мощность и энергоемкость используемого оборудования.

Объектом исследования Сивенкова А.В. явились диффузионные никелевые покрытия, наносимые способом ВТДО на детали и образцы из сталей Ст3кп, 45, 14Х2ГМР и 12Х18Н10Т. Исследование проводилось с использованием транспортного расплава свинца с 3 % никеля и содержащих олово в расплаве от 3 до 97 %. Процесс ВТДО осуществлялся при температурах 873, 973, 1073, 1173 и 1273 К в течение 10 ч при каждой температуре.

При применении в качестве транспортного расплава одного олова получены отрицательные результаты из-за высокой его активности с основными компонентами покрываемых металлов, вызывающие коррозионное поражение.

Оценка возможного взаимодействия олова с основой покрываемого металла анализом диаграмм состояния заключалась в определении достаточности содержания олова в свинцовом транспортном расплаве. Область твердого раствора олова в железе в диапазоне температур процесса ВТДО существует от 3,3 % олова при температуре около 1473 К до 17 % олова при температуре 1183 К. Концентрация олова 67-68 % соответствует упорядоченному химическому соединению FeSn 7 % и 40 % олова соответствуют промежуточным зонам диаграммы Sn - Fe.

Изменение состава и свойств наносимых покрытий на исследуемых сталях хорошо наблюдается при исследовании микрошлифов и при изменении микротвердости. На сталях Ст3кп и 45 рост твердости никелевых покрытий выше средних значений (1450-1850 МПа) происходит после обработки в расплаве с содержанием олова более 7 %. При увеличении количества олова до 40 % и 67 % микротвердость покрытий возрастает до 5000-6500 МПа. При этом формируется характерная столбчатая структура покрытия. Это указывает на формирование структуры покрытий на основе упорядоченных химических соединений железа с оловом.

При содержании олова не более 17 % растворимость оловом компонентов покрываемой стали сводится к минимуму. При этом обеспечивается получение качественного покрытия за меньший промежуток времени по сравнению с процессом в расплаве, не содержащем олово. Так при одинаковых температурно-временных условиях процесса [2] при добавлении в свинцовый расплав 3 % олова толщина покрытия на стали 14Х2ГМР возросла с 60 - 70 мкм до 100 - 110 мкм. Кроме того, применение оловосодержащих транспортных расплавов позволяет значительно снизить температуру процесса ВТДО с 1473 до 1173 К.

Для углеродистых сталей наиболее эффективен расплав с 7 % олова при температуре 1173 К. Такое понижение температуры процесса позволяет обходиться без последующей нормализации обрабатываемой стали. При температурах ниже 1073 К из-за уменьшения активности диффузионных процессов на сталях Ст3кп и 45 качественное покрытие не формируется.

Присутствие олова в расплаве свинец-никель не осаждает никелевое покрытие на среднелегированной стали 12Х18Н10Т в интервале исследуемых температур. При высоком легировании расплава оловом (67 % и более) и температуре 1273 К на этой стали формируется столбчатое покрытие на основе упорядоченных химических соединений с основными компонентами стали, аналогичные покрытиям на сталях Ст3кп и 45.

Из анализа зависимостей [2] приращения толщины покрытия от изменения температуры и времени следует, что расплавы на основе свинца легированные оловом в количестве не превышающим 5-7% следует применять при нанесении никелевых покрытий на углеродистые и малолегированные стали. Такое количество олова позволяет эффективно осуществлять процесс ВТДО при температуре 1173 К.

Следовательно, добавление олова в расплав свинца обеспечивает формирование никелевого покрытия требуемого качества при температурах порядка 1073-1173 К на углеродистых и малолегированных сталях. При этом оптимальное содержание олова должно быть ограничено 3-5 % расплава. Именно при таком содержании олова в соответствии с равновесной диаграммой состояния сплава железо-олово существует область твердого раствора олова в железе [2]. При нанесении никелевого покрытия, образование твердого раствора олова в железе не происходит из-за преобладания диффузионного механизма замещения никеля с железом с образованием твердого раствора, над механизмом образования твердого раствора олова с железом. Это вызвано существенной разницей (более 14 %) атомных радиусов олова и железа по сравнению с разницей атомных радиусов никеля и железа.

Таким образом, Сивенковым А.В. доказано, что влияние состава транспортного расплава проявляется неоднозначно в зависимости от температуры процесса и состава покрываемого металла. Полученные результаты обосновывают необходимость дальнейших систематических исследований по влиянию состава транспортных расплавов на исследуемый процесс диффузии. При этом следует учитывать, что при выбранном составе транспортного расплава существенное влияние на формирование покрытий должна оказывать температура процесса ВТДО.

Литература

- [1] Шатинский В.Ф. Получение диффузионных покрытий в среде легкоплавких металлов / В.Ф. Шатинский, О.М. Збожняя, Г.Г. Максимович. – Киев: Наукова думка, 1976. - 97 с.

- [2] Сивенков А.В. Повышение коррозионной стойкости деталей путем нанесения защитных покрытий способом высокотемпературного диффузионного осаждения из среды легкоплавких металлов / А.В. Сивенков // Сборник научных трудов. - СПб.: СЗТУ, 2010. – 149 с.
- [3] Упрочнение сталей и сплавов механико-химико-термической обработкой, нанесение диффузионных и кавитационностойких покрытий: отчет о НИР (промежут.) / ЛМИ; рук. Иванова Т.И. - Л., 1988. - 87 с. - № ГР 01860125249.

МЕТОДИКА РАСЧЕТА ДИСПЕРСИИ ВОСПРОИЗВОДИМОСТИ В ОТСУТСТВИИ ПАРАЛЛЕЛЬНЫХ ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫХ ИССЛЕДОВАНИЙ

Голованчиков А.Б., Прохоренко Н.А., Карев В.Н.
Волгоградский государственный технический университет.
E-mail: pahp@vstu.ru

Статья посвящена вопросу методики расчета ошибки опыта в отсутствии параллельных экспериментальных исследований. В её основе лежит замена истинных значений i -того выходного параметра как функции i -того входной величины на среднее арифметические расчетные значения этого параметра для $(i-1)$ и $(i+1)$ точек. Проводится пример такого расчета для заданной реологической зависимости касательных напряжений от градиента скорости, так называемой степенной неньютоновской жидкости.

Были проведены экспериментальные исследования поведения сыпучих материалов в загрузочных бункерах. В качестве исследуемого материала были использованы древесных опилок, была сконструирована экспериментальная установка. Разработанная экспериментальная установка загрузочного бункера состоит из опоры 4, на которой стойки 3 крепятся к загрузочному бункеру 1.

Методика проведения эксперимента:

1. В загрузочный бункер 1 засыпаются сухие опилки;
2. Открывается заслонка 2;
3. Одновременно с открыванием выпускного отверстия бункера включается секундомер;
4. Фиксируется время ссыпания материала через каждые 50 г;
5. По окончанию эксперимента, выключается секундомер;
6. Закрывается заслонка 2;
7. В загрузочный бункер 1 засыпаются влажные опилки;
8. Повторяются пункты 2, 3, 4, 5 и 6.

В результате проведенных исследований была установлена зависимость массы просыпанного материала от времени $m=f(t)$.

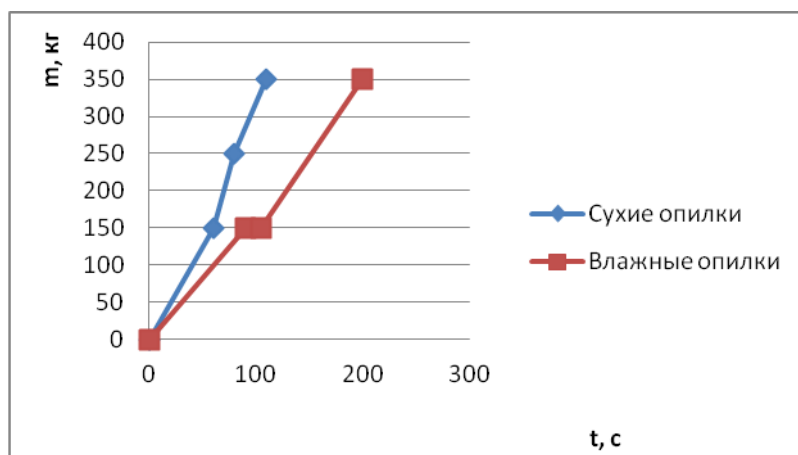


Рис. 1. График зависимости массы просыпанного материала от времени

В результате проведенных исследований был сделан вывод: на геометрические размеры бункерного устройства оказывают влияние масса и форма части. Сухие опилки легче скользят по стен-

кам бункера, чем влажные. Это объясняется капиллярной компонентой сил адгезии, при смачивании материалов водой, возникает дополнительная сила адгезии частиц - капиллярная компонента. Эта сила возникает при наличии пленочной влажности материала. Капиллярные силы адгезии можно уменьшать гидрофобизацией подложки, т.е. превращение ее поверхности в не смачиваемую предшествующей в сыпучем материале.

Проведем регрессионный анализ полученной зависимости массы просыпаемого материала от времени.

В научных исследованиях часто возникает необходимость в нахождении связи между результативными и факторными переменными.

При корреляционном анализе экспериментальных данных необходимо для расчетов коэффициентов корреляции, дисперсии воспроизводимости, адекватности математической модели и значимости ее коэффициентов помимо основных опытов проводить параллельные опыты, чтобы иметь возможность количественно оценивать разбросы выходных величин от входных в экспериментальных исследованиях с аналогичными отклонениями средних значений выходных величин в параллельных опытах от их теоретических значений, определяемых по предлагаемой математической модели.

Однако частоту в таблицах, справочниках, в статьях различных авторов одни и те же экспериментальные зависимости приводятся при разных неповторяющихся значениях аргументов, то есть в отсутствии параллельных опытов [1-3].

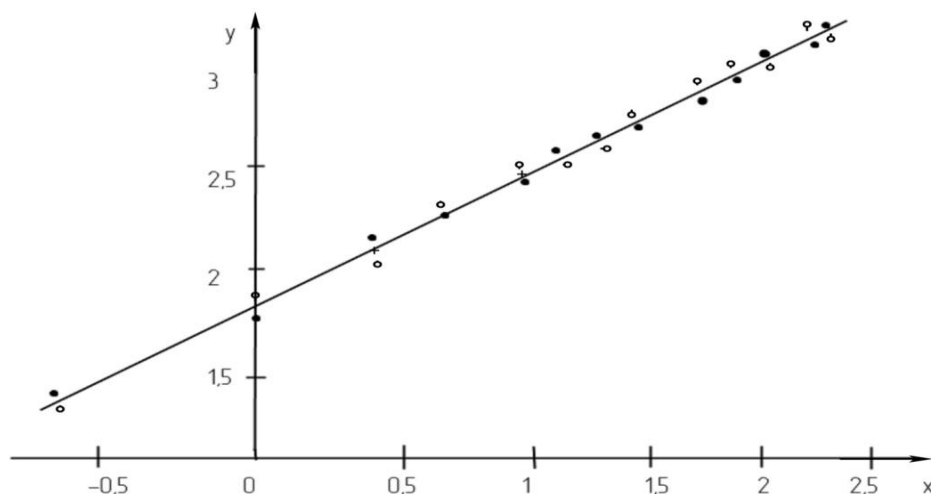


Рис. 2. Зависимость касательных напряжений от градиента скорости в линеаризованной системе координат: 1 – график теоретической зависимости $y=1,84+0,727x$; ○- точки основного эксперимента; ●- точки условного параллельного эксперимента, рассчитанного по предлагаемой методике; + - средние значения функции между точками основного и параллельного эксперимента

Целью работы является разработка методики расчета вышеуказанных величин корреляционного анализа в отсутствии параллельных опытов. Исходные экспериментальные данные приведены по реологической зависимости касательных напряжений от градиента скорости для 3% раствора КМЦ в воде, полученные на ротационном вискозиметре «Реотест» при 22°C.

Расчетные значения параметров γ_{ni} и τ_{ni} условно параллельного эксперимента проводятся для любой i -той точки $[i=(2 \div n_k - 1)]$, где n_k - число основных опытов.

$$\gamma_{ni} = \frac{(\gamma_{i-1} + \gamma_{i+1})}{2};$$

$$\tau_{ni} = \frac{\tau_{i-1} + \tau_{i+1}}{2}.$$
(1)

Уравнение (1) справедливо при одинаковом шаге по γ в основных опытах. При произвольно изменяющемся шаге по аргумент γ формула (1) системы должна иметь вид:

$$\tau_{ni} = \tau_{i-1} + \left(\frac{\tau_{i+1} - \tau_{i-1}}{\gamma_{i+1} - \gamma_{i-1}} \right) (\gamma_i - \gamma_{i-1}) \quad (2)$$

Результаты расчетов касательных напряжений в условных параллельных опытах τ_{ni} и их линеаризованных значений γ_{ni} , а также средних и теоретических значений степенной реологической зависимости:

$$\tau = k\gamma^n, \quad (3)$$

и ее логарифмической анаморфозы:

$$y = b + ax, \quad (4)$$

где $y = \ln(\tau)$; $b = \ln k$; $a = n$; $x = \ln(\gamma)$ приведены в таблице.

По известным формулам уже при наличии двух параллельных опытов проведены расчеты функций корреляционного анализа [4].

Расчетный критерий Кохрена $Gr=0,328$, табличное для 17 основных опытов и двух параллельных при числе рассчитываемых параметров в уравнение (4) $p=2$, $G_T=0,45$, то есть условие воспроизводимости в параллельных опытах выполняется.

Расчетный критерий Фишера $Fp=0,959$, а табличный $F_t=2,37$, то есть математическая модель (4) адекватна экспериментальным данным.

Расчетные значения критерия Стьюдента:

- для коэффициента $a=0,727$, $t_a=10229$;
- для коэффициента $b=1,843$, $t_b=25924$;

а табличное значение $S_t=2,11$, то есть оба коэффициента значимы.

Коэффициент корреляции $r=0,998$, то есть зависимость касательных напряжений от градиента скорости высокая и прямая.

На рис. 1 для наглядности представлена эта зависимость в логарифмических координатах, а на рис. 2 – приведена реологическая кривая уравнения (3) с рассчитываемая методом метод наименьших квадратов коэффициентами степенной зависимости Освальда де Вилля: $k=6,317$, $n=0,727$. Как видно из этого графика экспериментальные данные в целом хорошо аппроксимируются степенным уравнением (3): максимальная ошибка 7,5%, а абсолютная средняя $|\delta_c|=2,5\%$.

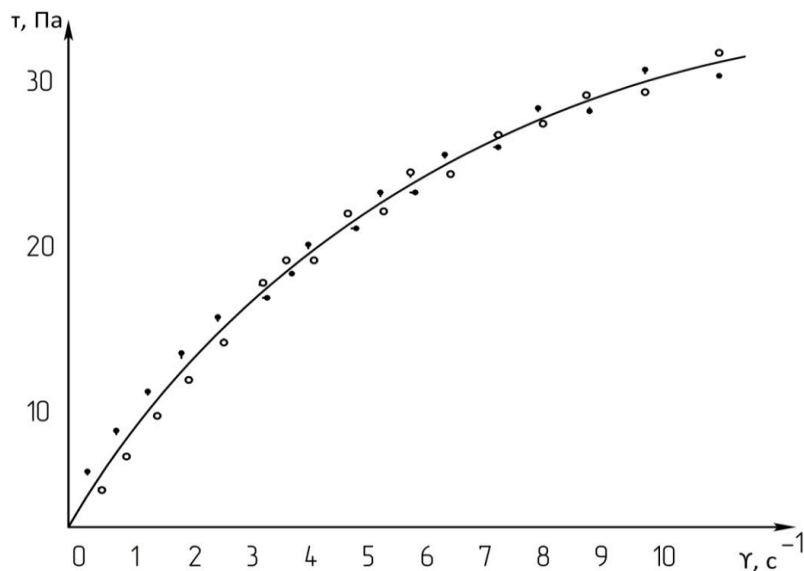


Рис. 3. Реологическая кривая 3% водного раствора КМЦ при 20 °С (1):
● – экспериментальные данные основного опыта; ○ – условные
расчетные данные параллельного опыта.

Таким образом предлагаемая методика расчета параметров параллельных опытов (экспериментов) без их проведения или в их отсутствии в справочной и научной литературе позволяет проводить аппроксимацию экспериментальных данных по известным формулам корреляционного анализа и определять параметры математических моделей МНК, дисперсию воспроизводимости в параллель-

ных опытах, адекватность математической модели экспериментальным данным, значимость ее коэффициентов и уровень корреляции входных и выходных параметров.

Литература

- [1] Голованчиков А.Б., Симонов Б.В. Применение ЭВМ в химической технологии и экологии. Учебное пособие. Часть 1. – Волгоград: Волгоградский государственный технический университет, 1994, 114 с.
- [2] Ефимов М.В. Исследование реологического поведения жидкообразного нефтешламомазутного остатка / Ефимов М.В., Балашов В.А // Известия Волгоградского государственного технического университета. Серия «Реология, процессы и аппараты химической технологии». Выпуск 4, №1 (74), 2011, с. 9 - 12.
- [3] Голованчиков, А.Б. Моделирование процесса ректификации в насадочной колонне с диффузионной структурой потока по жидкой фазе / А.Б. Голованчиков, Н.А. Прохоренко // Известия ВолГТУ. Сер. Актуальные проблемы управления, вычислительной техники и информатики в технических системах. - Волгоград, 2015. - № 14 (178). - С. 12 - 16.

КАТАЛИТИЧЕСКАЯ ВОЗДУХОНАГРЕВАТЕЛЬНАЯ ПЕЧЬ

Макагон А.Н., Кузьмина Р.И., Печенегов Ю.Я.

Саратовский национальный исследовательский государственный университет

им. Н.Г. Чернышевского. E-mail: makagonan@mail.ru

В холодное время года для обогрева небольших жилых и бытовых помещений, расположенных на территориях, удаленных от промышленных центров и в сельской местности, находят применение малогабаритные переносные печи. Такие печи работают преимущественно на твердом топливе. Типичными и хорошо известными их представителями являются печи-буржуйки.

В печах такого типа корпус топочной камеры служит поверхностью нагрева воздуха в обогреваемом помещении. Малая площадь поверхности и низкая интенсивность теплообмена стенки корпуса с воздухом приводят к низким тепловым к.п.д. печей и низкой единичной тепловой мощности. Другим недостатком является наличие продуктов недожога топлива в уходящих дымовых газах, что обусловлено малым объемом топочной камеры, низкой температурой в топочном пространстве и невозможностью управлять процессом горения [1].

В Саратовском государственном национальном исследовательском университете им. Н.Г. Чернышевского разработана новая воздухонагревательная печь, работающая на твердом топливе и в значительной степени лишенная отмеченных недостатков. Особенность печи состоит в наличии катализатора окислительных реакций, размещенного в конце топочной камеры. Схема печи приведена на рис. 1.

Состав и количественное соотношение действующих веществ катализатора является «ноу-хау». Катализатор имеет основу из частиц огнеупорного материала и способен выдерживать температуру 1800 °С [2]. Корпус топки цилиндрический, имеет внутреннюю огнеупорную облицовку, а снаружи покрыт слоем тепловой изоляции. На фронтальной стенке топки имеются проемы с крышками для загрузки топлива, подачи воздуха и удаления зольных остатков. Загруженное топливо образует неподвижный слой на воздухопроницаемой колосниковой решетке. Слоевое сжигание твердого топлива неизбежно сопровождается образованием продуктов недожога, которые в составе дымовых газов выходят из топочного пространства. В предложенной печи (рис. 1) газообразные продукты неполного сгорания топлива из топки поступают в слой катализатора, где в режиме фильтрации осуществляется их доокисление и за счет этого – удаление экологически вредных компонентов. Затем, проходя через пучок дымогарных трубок, продукты сгорания охлаждаются, нагревая через стенки трубок в режиме свободной конвекции окружающий воздух. За счет развития площади поверхности теплопередачи дымогарных трубок, при минимальных общих габаритах печи, можно увеличивать передаваемую воздуху в помещении тепловую мощность и получить необходимую ее величину. При этом возрастает и к.п.д. печи.

Были проведены испытания разработанной печи, построенной в натуральную величину. Топливом служил каменный уголь, измельченный до частиц размером в среднем 30 мм. При испытании встретились проблемы, связанные с низкой завершенностью реакций горения в слое топливной засыпки. Над слоем топлива газ имел большое содержание продуктов недожога. Измерения показали,

что низкой является температура в топочной камере. Улучшение тепловой изоляции топки позволило повысить температуру в топочном объеме и увеличить завершенность реакций горения топлива в слое на колосниковой решетке.

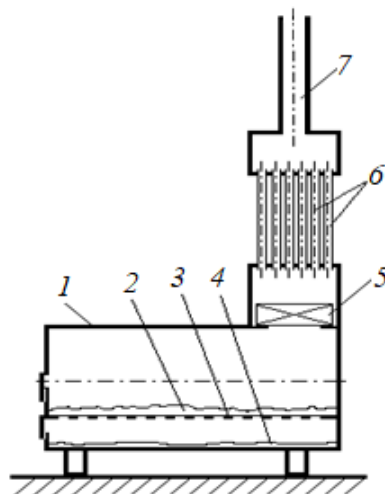


Рис. 1. Схема печи: 1 – корпус топки; 2 – слой топлива; 3 – колосниковая решетка; 4 – зола; 5 – слой зернистого катализатора; 6 – дымогарные трубки; 7 – вытяжная труба

Выполнялись сравнительные измерения компонентного состава газообразных продуктов сгорания каменного угля при выходе их из топки для случаев с установленным в печи слоем катализатора и без него. Без катализатора наличие продуктов недожога (в основном СО) в дымовых газах составляло до 10 %. Наличие катализатора практически полностью устраняло содержание в уходящих из печи дымовых газах продуктов недожога и оксидов азота.

В результате испытаний определены режимы топочного процесса, позволяющие осуществлять растянутое во времени сжигание порции загруженного топлива при экологически нейтральных газовых выбросах.

В настоящее время ведутся поиски наиболее эффективных конструктивных решений теплопередающей части печи, включающей в себя пучок дымогарных трубок и определяющей передаваемую воздуху тепловую мощность.

Литература

- [1] Дроздов В.Ф. Отопление и вентиляция. Часть 1: Отопление. М.: Высшая школа, 1976. - 280 с.
- [2] Патент РФ № 2380612. Каталитический теплогенератор. Опубл.27.01.2010.

НОВЫЕ ПЛАСТИНЧАТЫЕ ТЕПЛОУТИЛИЗАТОРЫ «ВОЗДУХ-ВОЗДУХ»

Овчинников А.А., Печенегов Ю.Я.

Саратовский государственный технический университет им. Гагарина Ю.А.

E-mail: ale-ov55@yandex.ru

Известные теплоутилизационные устройства для передачи части теплоты, содержащейся в вытяжном воздухе приточному холодному воздуху в вентиляционных системах конструктивно сложны и имеют невысокий коэффициент полезного использования теплоты. Преимущественное применение имеют теплоутилизаторы рекуперативного типа, которые работают по малоэффективной теплотехнической схеме перекрестного тока и теплоутилизаторы регенеративного типа с вращающимся ротором, имеющим проницаемую для воздуха теплоаккумулирующую насадку. Данные устройства позволяют рекуперировать не более половины теплоты, содержащейся в вытяжном воздухе. Отсутству-

ют эффективные решения по борьбе с льдообразованием на поверхностях теплообмена теплоутилизаторов в зимний период года.

В СГТУ имени Гагарина Ю.А. разработаны новые конструкции теплоутилизаторов рекуперативного типа [1–3], позволяющие возвращать в вентилируемые помещения с приточным воздухом до 90% тепла, уносимого удаляемым вытяжным воздухом. Поверхности теплопередачи в теплоутилизаторах выполнены из теплопроводящих листов, образующих для прохода теплоносителей щелевые каналы – прямые, U-образные, в виде спирали Архимеда. В составе теплоутилизаторов имеется реверсивное устройство, которое позволяет в процессе работы изменять направления движения теплоносителей на обратные, а также переходить от противоточной схемы теплопередачи к прямоточной. Это дает возможность эффективно бороться с льдообразованием на стенках каналов вытяжного воздуха и, таким образом, обеспечивать непрерывность работы теплоутилизаторов в зимнее время года.

Схема теплоутилизатора [1] с прямыми щелевыми каналами приведена на рис. 1.

Противоточное движение приточного и вытяжного потоков воздуха в смежных щелевых каналах обеспечивает повышенное значение разности температур между теплоносителями и тем самым способствует увеличению эффективности теплоутилизатора. Образующийся при отрицательных температурах приточного воздуха конденсат самотеком выводится из каналов вытяжного воздуха через отверстия в дне теплоутилизатора и далее отводится в дренажный коллектор.

Некоторые оптимальные конструктивные и режимные характеристики теплоутилизатора [1] определены в работах [4, 5].

В частности, для оптимальной скорости движения воздуха в щелевых каналах получено [4], м/с

$$w_{\text{опт}} = 1,8(C_m a^{0,2})^{0,35}, \quad (1)$$

где a – ширина каналов, м; C_m – цена материала теплопередающих пластин с учетом стоимости их монтажа, руб./кг.

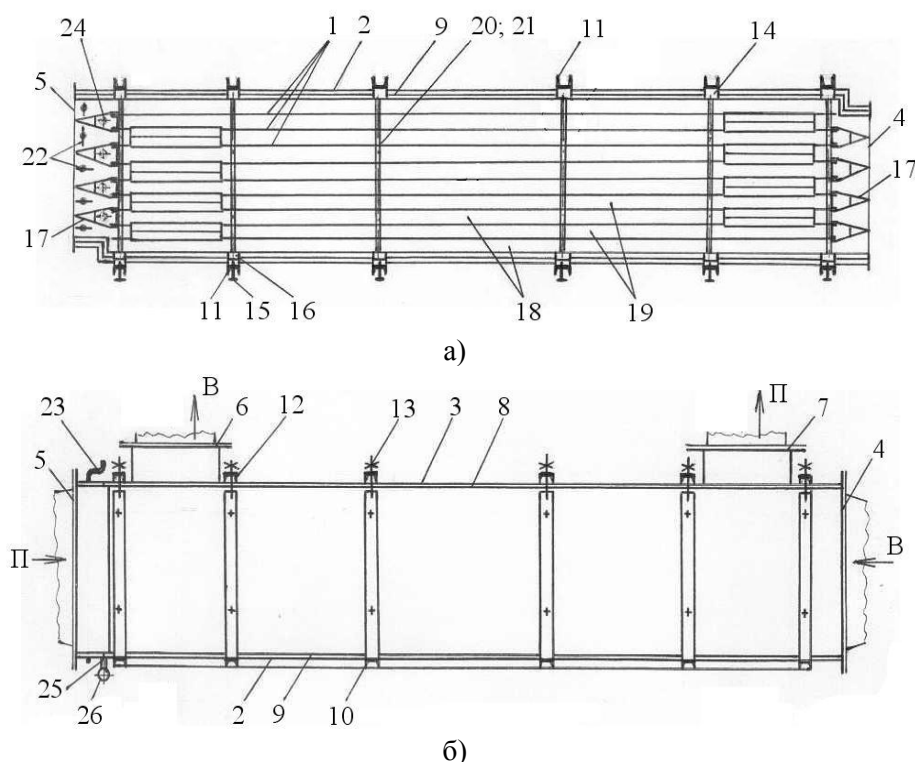


Рис. 1. Схема теплоутилизатора [1]: а) вид сверху со снятыми крышкой и верхней прокладкой; б) вид сбоку; 1 - теплопередающие пластины; 2 - дно; 3 - крышка; 4, 5 - уплотняющие прокладки; 6, 7 - выходные патрубки; 8, 9 - прокладки; 10, 11 и 12 - нижние, боковые и верхние связи; 13 - болтовые соединения; 14 - планки-подушки; 15 - упорные болты; 16 - прижимные планки; 17 - обтекатели; 18 и 19 - каналы для вытяжного и приточного воздуха; 20 - стержни; 21 - втулки; 22 - жалюзи; 23 - привод жалюзи; 24-отверстия; 25 - трубки; 26 – коллектор

Из выражения (1) следует, что наиболее сильное влияние на $w_{\text{опт}}$ оказывает величина C_m , а влияние ширины канала a сравнительно мало. Энергетическая эффективность теплоутилизаторов

характеризуется коэффициентом рекуперации теплоты, который при равных расходах вытяжного и приточного потоков воздуха определяется из выражения

$$\varepsilon = \frac{Q}{Q_{\max}} = \frac{t_{1,н} - t_{1,к}}{t_{1,н} - t_{2,н}}, \quad (2)$$

где Q – переданная теплота; $Q_{\max}$ – располагаемая (максимально возможная для передачи) для данного утилизатора теплота; $t_{1,н}$ и $t_{1,к}$ – температуры вытяжного воздуха на входе и выходе теплоутилизатора соответственно; $t_{2,н}$ – температура приточного воздуха на входе теплоутилизатора.

Для оптимального коэффициента рекуперации теплоты, соответствующего наибольшей экономической эффективности теплоутилизатора, получено выражение [5]

$$\varepsilon_{\text{опт}} = 1 - \sqrt{(B_1 + B_2 + C)/A}, \quad (3)$$

В уравнении (3) обозначено:

$$A = 2298,44a^{1,07} I_{\text{м}}^{0,35} I_{\text{Q}} \tau (t_{1,н} - t_{2,н}), \quad (4)$$

$$B_1 = 860a^{1,21} I_{\text{м}}^{1,07} \delta \rho_{\text{м}} (p_{\text{н}} + p_{\text{а}}), \quad (5)$$

$$B_2 = 0,024a^{1,21} I_{\text{м}}^{1,05} I_{\text{эл}} \tau / 3600, \quad (6)$$

$$C = 0,024a^{1,21} I_{\text{м}}^{1,05} I_{\text{н}} (p_{\text{н}} + p_{\text{а}}), \quad (7)$$

где I_{Q} – цена тепловой энергии, руб./ГДж; $I_{\text{н}}$ – цена единицы установленной мощности вентиляторов с учетом стоимости их монтажа, руб./(кВт·ч); $I_{\text{э}}$ – цена электроэнергии, затрачиваемой на привод вентиляторов, руб./(кВт·ч); δ – толщина теплопередающих пластин, м; $\rho_{\text{м}}$ – плотность материала пластин, кг/м³; $p_{\text{а}}$ – коэффициент, учитывающий амортизационные отчисления, расходы на ремонт и содержание оборудования, год⁻¹; $p_{\text{н}}$ – нормативный коэффициент, год⁻¹; τ – время работы в течении года, с/год.

Расчеты по (5) показали, что $\varepsilon_{\text{опт}}$ снижается с ростом a . Это снижение не велико и, например, при изменении a от 0,005 до 0,05 м и $I_{\text{м}} = 300$ руб./кг (для нержавеющей стали) $\varepsilon_{\text{опт}}$ изменяется соответственно от 0,713 до 0,662, а при $I_{\text{м}} = 50$ руб./кг (для углеродистой стали) – от 0,848 до 0,82. Значительно снижается $\varepsilon_{\text{опт}}$ с увеличением $I_{\text{м}}$. При $a = 0,005$ м, например, значение $\varepsilon_{\text{опт}} = 0,848$ для $I_{\text{м}} = 50$ руб./кг, а для $I_{\text{м}} = 300$ руб./кг оно становится равным 0,713. При отклонении значений ε от $\varepsilon_{\text{опт}}$ в сторону уменьшения или увеличения более чем на 10 % экономическая эффективность теплоутилизатора существенно снижается.

Для срока окупаемости теплоутилизатора получено уравнение

$$\tau_{\text{ок}} = \frac{B_1 + C}{[A(1 - \varepsilon) - B_2](p_{\text{н}} - p_{\text{а}})}, \quad (8)$$

расчеты по которому показывают (рис.2), что пластинчатый противоточный теплоутилизатор с оптимальной скоростью движения потоков воздуха и $\varepsilon_{\text{опт}}$ окупается за 0,25 года работы при всех значениях $I_{\text{м}}$.

Удельная величина экономической эффективности теплоутилизаторов (отношение месячной эффективности к единице расхода вытяжного или приточного потоков воздуха), например, при ширине каналов $a = 0,005$ м, составляет 6200 руб./месяц на 1000 кг/ч прокачиваемого воздуха. Годовой экономический эффект может быть определен умножением удельной величины эффективности на часовой расход воздуха в вентиляционной системе и число месяцев её работы в холодный период года.

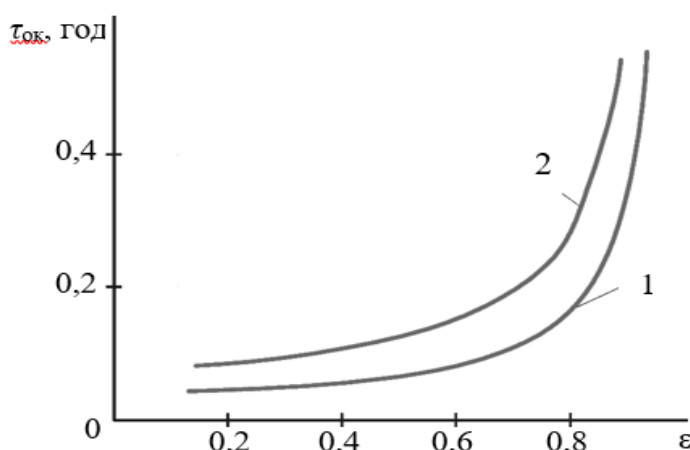


Рис. 2. Зависимость $\tau_{ок}$ от ϵ : 1 – $C_m = 50$ руб./кг; 2 – 300 руб./кг

Предлагаемые новые конструкции теплоутилизаторов [1–3] имеют следующие преимущества перед аналогами: высокая интенсивность теплообмена теплоносителей; уменьшенные габариты и материалоемкость; безостановочная работа при непрерывном пропуске полных расходов горячего и холодного теплоносителей в зимнее время года, так как исключается льдообразование на стенках каналов; возможность перехода в процессе работы с прямоточной на инверсные противоточные схемы движения теплоносителей и наоборот; высокая тепловая эффективность.

Литература

- [1] Пат. 2416764 (RU). МПК F24F 7/00. Теплоутилизатор/ Печенегов Ю.Я., Яковлева В.М., Шаров А.В., Абакумов Ю.В. – Открытия. Изобретения, 2011, №11.
- [2] Пат. 2553007 (RU). МПК F24F 7/00. Теплоутилизатор/ Печенегов Ю.Я. – Открытия. Изобретения, 2015, №16.
- [3] Пат. 2581583 (RU). МПК F24F 7/00. Пластинчатый теплоутилизатор/ Печенегов Ю.Я. Малышева Е.А. – Открытия. Изобретения, 2016, №11.
- [4] Печенегов Ю.Я. Техничко-экономический анализ и методика расчета оптимизированных пластинчатых теплоутилизаторов// Промышленная энергетика. 2012. №3. С. 46 – 49.
- [5] Печенегов Ю.Я., Малышева Е.А. Оптимальный коэффициент рекуперации теплоты в теплоутилизаторах приточно-вытяжных вентиляционных систем// Промышленная энергетика. 2015. №2. С. 34 – 37.

РАСЧЕТ НАСАДОЧНОЙ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ С УЧЕТОМ ПРОДОЛЬНОГО ПЕРЕМЕШИВАНИЯ ПО ЖИДКОЙ ФАЗЕ

Голованчиков А.Б., Прохоренко Н.А.

Волгоградский государственный технический университет.

E-mail: pahp@vstu.ru

Целью работы является учет продольной диффузии в жидкой фазе и ее влияния на рабочие концентрации в паровой фазе и кипящем растворе, а также на массопередачу легколетучего компонента в укрепляющей и исчерпывающей частях ректификационной колонны.

Выведем уравнение рабочей линии для исчерпывающей части колонны с учетом продольной диффузии в жидкой фазе. Выделим на расстоянии Z I-I от входа исходной смеси в колонну (рис. 1). Согласно схеме, представленного на рисунке материальный баланс по распределяемому компоненту для сечений 0-I с учетом скорости продольной диффузии будет иметь вид:

$$\frac{(G_F + G_\phi)}{3600M_{ж}} x_n + \frac{(G_\phi + G_d)_y}{3600M_g} + S \frac{\rho_{ж}}{M_{ж}} V_{Дн} = \frac{(G_F + G_\phi)x}{3600M_{ж}} + \frac{(G_\phi + G_d)y_F}{3600M_y} + \frac{S\rho_{ж}}{M_{ж}} V_{д};$$

где $x_n < x_F$ – абсолютная мольная концентрация легколетучего компонента на входе в насадку в исчерпывающей части колонны; $V_{д}$ – скорость продольной диффузии, кмоль А/с; S – площадь сечения

исчерпывающей части колонны; G_F , G_Φ , G_d – массовые расходы исходной смеси, флегмы и дистиллята соответственно [1-3].

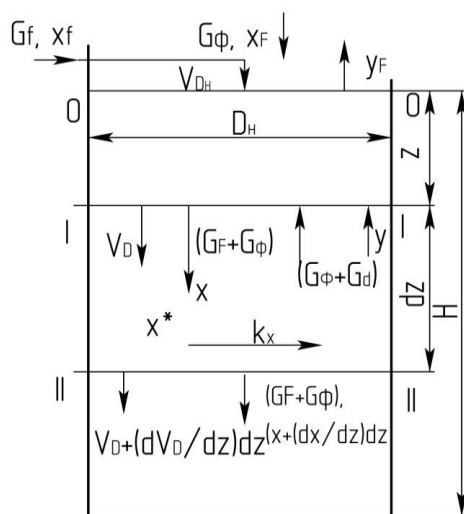


Рис. 1. Схема материальных потоков и их концентраций в исчерпывающей части ректификационной колонны

Запишем скорость продольной диффузии в виде модифицированного уравнения (1) закона Фика:

$$V_D = -D_e \frac{dx}{dz} \quad (1)$$

где D_e – коэффициент продольной диффузии.

$$\text{Тогда: } y = y_F + \frac{M_g}{M_{ж}} \frac{(G_F + G_\Phi)}{(G_\Phi + G_d)} (x - x_n) + \left[\frac{3600 M_g}{(G_\Phi + G_d)} \right] D_e S \left[\left(\frac{dx}{dz} \right)_n - \left(\frac{dx}{dz} \right) \right]$$

С учетом того, что $\frac{G_F + G_\Phi}{M_{ж}}$ – мольный расход жидкости, кмоль (А+В)/час, то их отношение

с учетом деления каждого слагаемого на мольный расход дистиллята принимает вид: $\frac{F + R}{R + 1}$.

После алгебраических преобразований последнее уравнение запишется в виде:

$$y = y_F + \left(\frac{F + R}{R + 1} \right) (x - x_n) + \frac{1}{Pe} (g_n - g) \left(\frac{F + R}{R + 1} \right),$$

где $Pe = V_{ж} H / De$; $V_{ж}$ – фиктивная скорость жидкости в колонне, определяемая по уравнению неразрывности $V_{ж} = \frac{(G_F + G_\Phi)}{3600 \rho_{ж} S}$; H – высота насадки.

Литература

- [1] Голованчиков А.Б. Применение ЭВМ в химической технологии и экологии. Часть 2. Моделирование гидромеханических процессов. Учебное пособие ВолгГТУ: Волгоград, 1995.
- [2] Голованчиков А.Б. Алгоритм расчёта насадочной ректификационной колонны с учётом продольного перемешивания по жидкой фазе / А.Б. Голованчиков, Н.А. Прохоренко, В.Н. Карев // Известия ВолгГТУ. Сер. Актуальные проблемы управления, вычислительной техники и информатики в технических системах. - Волгоград, 2016. - № 3 (182). - С. 14 - 17.
- [3] Голованчиков, А.Б. Моделирование процесса ректификации в исчерпывающей части насадочной колонны с диффузионной структурой потока по жидкой фазе / А.Б. Голованчиков, Н.А. Прохоренко, Н.А. Дулькина // Энерго - и ресурсосбережение: промышленность и транспорт. - 2016. - № 2 (14), с. 19 - 24.

ИССЛЕДОВАНИЕ АППАРАТУРЫ ДЛЯ ТВЕРДОФАЗНОЙ ЭКСТРАКЦИИ И ВЫДЕЛЕНИЯ МИКРОПРИМЕСЕЙ ИЗ ТВЕРДЫХ ПРОБ

Галимзянов Ф.М., Гришин Н.С.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: fanir_galimzyanov.ntk@mail.ru

Твердофазная экстракция (solid-phase extraction – SPE). Твердофазная экстракция основана на равновесном распределении примесей между водной фазой и твердым поглотителем (сорбентом) [1]. Сорбент, концентрирующий вещества на своей поверхности, называется адсорбентом. Сорбент, растворяющий в своем объеме компоненты жидких смесей, называется абсорбентом. Вещество, удерживаемое сорбентом, называется сорбатом. Для извлечения и концентрирования органических веществ используют следующие группы сорбентов: активированный уголь и различные модифицированные материалы на основе углерода (Карбоксен, Карбовакс, углеродные нанотрубки); неорганические сорбенты (силикагель, оксид алюминия и др.); силикагели на основе полимерных материалов (полидиметилсилоксана, полистирола и др.). Энергия взаимодействия сорбента с аналитом достаточно велика, что позволяет эффективно извлекать примеси из воды. Однако это явление одновременно является и негативным фактором, т.к. затрудняет десорбцию (удаление) примесей с сорбента. Особенно остра эта проблема при извлечении веществ с высоким молекулярным весом. Неполная десорбция приводит к следующим негативным последствиям:

1. Занижение результатов анализа.

2. Завышение результатов анализа.

В этом случае сигнал примеси предыдущего анализа суммируется с сигналом от примесей текущего анализа (эффект «памяти» сорбента).

Используют два типа десорбции:

1. Термодесорбция. Этот подход основан на быстром нагреве патрона с сорбентом в потоке чистого инертного газа. Примеси, удаленные таким образом с сорбента, поступают с потоком газа в систему дозирования хроматографа. Такой способ десорбции используют для определения относительно летучих и термостабильных веществ.

2. Использование растворителей. В этом случае используют кипячение патрона с сорбентом в аппарате Сокслета. Существенным недостатком такого подхода является длительность десорбции, которая может составлять нескольких часов, а в ряде случаев и нескольких суток. Столь длительное кипячение может не только увеличивает время анализа, но и может приводить к разрушению аналита. В последнее время получила развитие десорбция растворителем под действием ультразвука и микроволнового излучения.

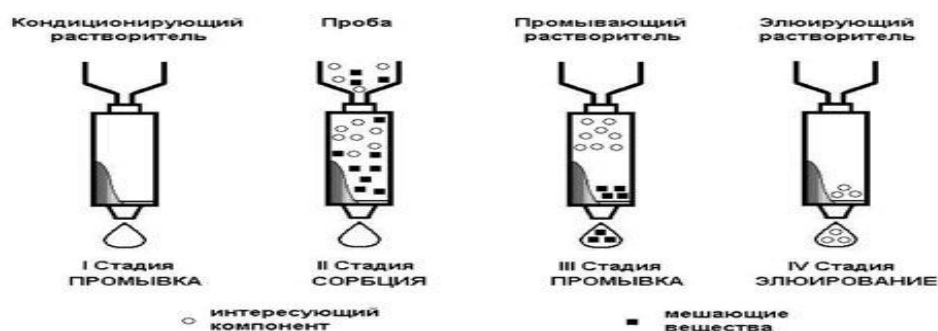


Рис. 1. Принципиальная схема проведения твердофазной экстракции с десорбцией растворителем

Бурное развитие научно-технического прогресса привело к обострению экологического кризиса в среде обитания и жизнедеятельности человека, к появлению множества высокотоксичных соединений, уровень ПДК которых приближается к пределу обнаружения имеющихся методов анализа, что влечет за собой разработку и использование очень сложных и дорогостоящих приборов, которые требуют больших затрат и высококвалифицированных специалистов для обслуживания и, естественно, доступны очень узкому кругу специалистов. Кроме того, как показала практика, ни один из инстру-

ментальных методов не в состоянии в настоящее время решать весь комплекс проблем по анализу проб из объектов окружающей среды. В связи с этим задача по проведению массового анализа может быть решена в настоящее время за счет использования различных методов концентрирования и разделения при предварительной подготовке проб и анализу инструментальными методами.

В связи со значительным возрастанием объема аналитических работ на ближайшие годы перспективными остаются химические методы анализа, поэтому чрезвычайно важное значение приобретают снижение трудоемкости, надежности результатов химического контроля, т.е. повышение производительности труда оператора и воспроизводимости результатов анализа, что можно решить за счет оптимизации аналитических работ и аппаратного оформления, в том числе совершенствованием системы отбора и подготовки проб для анализа. В действующих методиках анализа по определению микропримесей органических веществ, как правило, «узким местом» являются ручная подготовка проб, которая по времени во многих случаях превышает сам процесс анализа приборными методами. Длительность и плохая воспроизводимость ручных операций и наличие субъективной ошибки являются в настоящее время тормозом по оперативному проведению анализов. Кроме того, учитывая, что прямой метод анализа не применим при определении следовых количеств компонентов, компонентов с близкими аналитическими свойствами, когда для точного определения требуется отделение основы, выделение определяемого вещества или разделения их, вызывается необходимость подготовительных операций. Одной из основных и самых трудоемких является операция разделения. В этом случае широко используются физические (фильтрация, декантация, отстаивание), химические (соосаждение, перевод в другое валентное состояние) и физико-химические методы разделения (хроматография, экстракция, электрофорез, диализ, изменение энергетического и агрегатного состояния пробы и др.).

Анализ существующих методик, применяемых в аналитических лабораториях, и литературных данных по использованию аппаратуры для пробоподготовки показывает, что в не менее 80% методиках используется различные приемы пробоподготовки. А именно это методы сорбции, десорбции, хроматографии, т.е. методы, основанные на процессах «фильтрации» через твердую или жидкую фазу, или разделение фаз в системах жидкость-жидкость или жидкость-твердая фаза. Особенно широко распространены экстракционные методы, которые используются для целей отделения микропримесей от основы, рекстракция и концентрирования методом выпаривания. Эти методы наиболее просты в аппаратном оформлении и удобные для эксплуатации.

Например, экстракция как метод выделения микрограммовых количеств веществ и концентрирования применяется в методиках с использованием ИК, УФ - спектроскопии, хроматографии, которая позволяет предварительно проводить выделение в органический растворитель микропримесей из жидких и твердых проб.

В настоящее время экстракцию, как правило, проводят в простейших перемешивающих устройствах или в делительных воронках, а из твердых проб суховоздушным методом или взбалтыванием пробы и растворителя в колбе. Ручная экстракция не только неудобна в работе, но и занимает много времени, что ведет к существенному разбросу данных анализа, тем самым вызывается необходимость в проведении работ по исследованию аппаратного оформления как процессов экстракции, так и всего комплекса методов разделения и концентрирования.

Имеется множество разнообразных типов экстракционных аппаратов [2].

Операции гомогенизации и перемешивания жидких сред имеют весьма важное значение в аналитической химии. Они позволяют перед отборкой пробы получить однородную массу, состоящую из несмешивающихся компонентов взвеси, суспензии; увеличить скорость протекания реакции; ускорить процессы кристаллизации осадков и т.д. Во всех случаях они ускоряют проведение анализов, что особенно важно при их массовости. К сожалению, до сих пор нет универсального критерия или метода, позволяющего выбрать соответствующую мешалку для конкретного процесса. Поэтому для наиболее правильного выбора типа перемешивающего устройства необходимо руководствоваться опытом и результатами лабораторных испытаний [3]. Существует множество конструкций перемешивающих устройств, но наибольшее распространение в современной лабораторной практике получили механические мешалки с вращательным движением перемешивающих органов. Наряду с этим осуществляется перемешивание газом или паром, перемешивание циркуляцией жидкости, электромагнитное, вибрационное или пульсационное перемешивание.

Операции концентрирования выполняется методом выпаривания растворов в вакууме в таких аппаратах как испарители, выпариватели. Принцип работы испарителей основан на упаривании растворов в пленках [4]. Применение вакуума позволяет упаривать растворы высококипящих веществ. Упаривание во вращающейся вакуумируемой колбе особенно эффективно при работе с растворами

пенящихся веществ, при этом исключается возможность переброса раствора. Возможно получить абсолютный чистые продукты, т.к. в качестве конструкционного материала применяется химически стойкое стекло и фторопласт [5]. Это также позволяет работать с агрессивными жидкостями, термочувствительными и пенящимися растворами.

В настоящее время в лабораториях в основном применяют старые аппараты, которые не соответствуют требованиям экспресс анализа. Что послужило толчком для проведения работ по совершенствованию и автоматизации подготовки проб к химическому анализу. Обработывались системы: твердая проба-растворитель, жидкая проба-растворитель. Для системы твердая проба-растворитель обработка метода проводилось на центрифуге, а для системы жидкая проба-растворитель на аппарате шнекового типа. В результате теоретических и экспериментальных исследований была предложена конструкция экстрактора-сепаратора (рис. 2), которая является совмещенным аппаратом для проведения твердофазной и жидкостной экстракции с автоматическим разделением фаз и выводом жидкой фазы из аппарата.

Аппарат работает следующим образом. Сменные стаканы с установленными в них центральной втулкой и сетчатой перегородкой заполняют твердыми или жидкими пробами и заливают растворителем. Стаканы закрывают сепарационными крышками и устанавливают в гнезда кольцевого штатива. Затем кольцевой штатив помещают в корпус аппарата и закрывают крышкой. Включают электропривод. Происходит интенсивный процесс экстракции. По истечении заданного времени реле отключает электропривод. Открывают крышку и вынимают кольцевой штатив. Затем вынимают сменные стаканы и поочередно устанавливают в сепарационный модуль новые сменные стаканы и сборники экстракта. Закрывают крышкой и включают электропривод. По окончании процесса отделения экстракта от пробы реле времени отключает электропривод. Открывают крышку, вынимают сменные стаканы и сборник экстракта согласно первому варианту отбора экстракта. По второму варианту отбор отсепарированных жидкостей производится автоматически отсосными трубками. Сборники экстракта далее передают на следующие операции согласно методике, а пробу удаляют из стаканов и производят их очистку. Операции повторяют. Для поддержания необходимой температуры обработки проб в аппарате предусмотрен блок термостатирования.

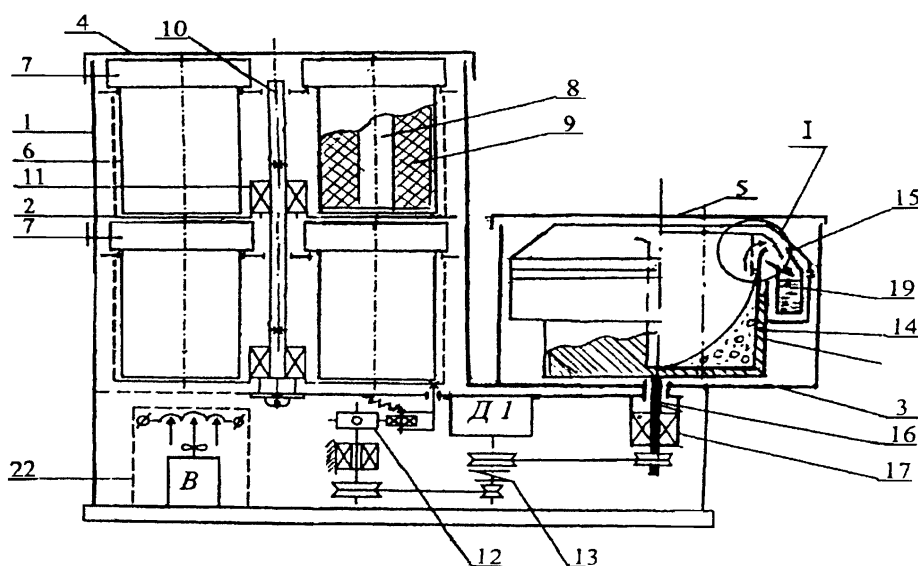


Рис. 2. Конструкция экстрактора-сепаратора

Также в настоящее время ведутся работы по созданию и внедрению различных моделей экстракторов-центрифуг лабораторных (рис. 3), для обработки твердых проб.

Использование данных приборов в методиках анализа микропримесей органических веществ в пищевых продуктах, предметах ветнадзора и экологии показывает, что устройства пробоподготовки обеспечивают высокоэффективное взаимодействие обрабатываемых смесей, оптимизацию процесса разделения под действием центробежных сил и уменьшение времени на экстракцию, и отделение экстракта от пробы. Интенсификация процесса перемешивания пробы с растворителем обеспечивается равномерным объемным контактом обрабатываемых фаз и исключением застойных зон за счет наложения на поперечные колебания центробежных сил [6]. Использование сепарационного модуля позволяют сократить не только время, затрачиваемое на ручную операцию отделения экстракта от пробы, но и уменьшает потери получаемого объема экстракта.



Рис. 3. Экстрактор-центрифуга

Литература

- [1] Гришин Н.С. Оптимизация аппаратного оформления передвижных аналитических лабораторий. Автоматизация пробоподготовки. - Казань: Изд-во Казан. ун-та, 2016. – 380 с.
- [2] УДК541.183. А.А. Гайнанова, А. Н. Горшунова, Н.С. Гришин аппаратное оформление подготовки проб к анализу микропримесей.
- [3] Ляликов, Ю.С., Хоменко В.А., Панарский М.С., Брацлавский. Ю.И. Автоматизация и механизация работ в химико-аналитических лабораториях / Под редакцией Ю.С. Ляликова. - Кишинев, Штинца, 1976. – 135 с.
- [4] Мусакин, А.П. Оборудования химических лаборатории/ А.П. Мусакин, Ф.Ю. Рачинский, К.Д. Суглобова. - Л.: Химия, 1978. – 480 с.
- [5] Правдин, П.В. Лабораторные приборы и оборудования из стекла/П.В. Правдин. -М.: Химия, 1978. – 304 с.

- [6] Пат. 2275225 Российская Федерация, МПК 7 B01 D 11/02, В 04 В 3/00. Экстрактор-сепаратор/ Гришин Д.Н., Миронов А.А., Гришин С.Н.; заявитель и патентообладатель Гришин С.Н. - №2004127620/15; заявл. 15.09.04; опубл. 27.04.06, Бюл. №12. - 6 с.

ТЕХНОЛОГИЯ ВЫДЕЛЕНИЯ ЖИРА ИЗ ОТХОДОВ МАЙОНЕЗА

Валеев К.В., Сайфутдинов Д.М., Хайрутдинова А.Р.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: kirval116@mail.ru

Майонез представляет собой мелкодисперсную сметанообразную эмульсию типа «масло в воде», приготовленную из рафинированных дезодорированных растительных масел с добавлением белковых, вкусовых компонентов и пряностей. Майонез марки «Провансаль», содержит 67% жира, 25% воды, 3.7% углеводов, 2.8% белков, 1.5% золы и 0.6% органических кислот. В настоящее время на жирокOMBинате города Казани при производстве майонеза образуется большое количество отходов, включая возвратный бракованный майонез. В них содержится большое количество растительного масла. Целью данной работы ставилась разработки экономически выгодной и простой технологии извлечения растительного масла из отходов майонеза, которое может быть запущено снова в производство. В связи с этим на кафедре ПДМ, КНИТУ проводятся исследования процесса извлечения масла из отходов майонеза. Существуют способы извлечения растительного масла из отходов майонеза с использованием деэмульгаторов, замораживанием и центрифугированием. Недостаток использования деэмульгатора заключается в том, что смесь становится токсичной и непригодной для использования в пищевой промышленности. Она нуждается в дополнительной очистке и фильтрации, что соответственно требует повышенных энергозатрат. Тот же недостаток можно отнести к методу замораживания, который помимо этого отличается достаточно низким выходом продукта. Способ с использованием центрифугирования подразумевает использование сверхцентрифуги, что значительно усложняет технологический процесс при низкой эффективности. Исходя из этого предложена высокоэффективная технология представляющую из себя сепарацию в герметичной емкости при высоких температурах и давлениях.

Процесс выделения жира из отходов майонеза осуществляется следующим образом. Отходы майонеза через загрузочный люк загружаются в реактор, имеющий рубашку с конденсатоотводчиком. В рубашку подается пар под допустимым рабочим давлением, включается мешалка. Содержимое реактора прогревается в течение 14 часов (при давлении пара 2 атм., объеме загрузки 1,6 м³ и поверхности теплообмена 5,8 м²). Пары, образующиеся в реакторе, отводятся в конденсатор, соединённый с буферной емкостью объёмом 0,5 м³. По завершению процесса прогрева отбирается проба через люк. При удовлетворительной деэмульгации, содержимое реактора открытием вентиля, с помощью насоса, подается в аппарат с фильтрующей сеткой. Отфильтрованное масло открытием вентиля, с помощью насоса, подается в реактор, имеющий мешалку и штуцер для подачи воды. При необходимости удаления хлоридов натрия, в реактор подается вода на 1/3 объема, включается мешалка. Затем содержимое отстаивается и производится, с использованием смотрового окна, последовательный слив: сначала сливается соленая вода в канализацию, а затем сливается промытое масло на дальнейшую переработку.

Литература

- [1] Бухтарева Э.Ф., Ильенко-Петровская Т.П., Твердохлеб Г.В. Товароведение пищевых жиров, молока и молочных продуктов. - М.: Экономика, 2012.
- [2] Бровко А.С., Товароведение пищевых товаров, Москва, Экономика, 2012.
- [3] Дмитриченко М.И., Пилипенко Т.В. Товароведение и экспертиза пищевых жиров, молока и молочных продуктов. - СПб.: Питер, 2012.
- [4] Касторных М.С., Товароведение и экспертиза пищевых жиров, молока и молочных продуктов, М.: Колос, 2012.

ТЕХНОЛОГИЯ ХИМИЧЕСКОЙ ПЕРЕРАБОТКИ БЕРЕСТЫ С ПОЛУЧЕНИЕМ БЕТУЛИНА

Сайфутдинов Д.М., Валеев К.В., Хайрутдинова А.Р.
*Казанский национальный исследовательский технологический университет.
E-mail: whatalovelyday@mail.ru*

Получение биологически активных веществ является одним из передовых и перспективных направлений деревоперерабатывающей промышленности. Оно является примером удачного решения на пути объединения механической переработки древесины и получения химических компонентов из древесного сырья. Эта отрасль раскрывает куда больший потенциал растительности, нежели использование дерева только в качестве сырья для пиломатериалов. В настоящее время экстрактивные вещества, благодаря своему множеству достоинств, нашли широкое применение в фармацевтической, медицинской, парфюмерной, косметологической, пищевой и других областях промышленности. В Республике Татарстан на данный момент не осуществляется комплексная переработка отходов березы, при том, что такие предприятия как ЗФЗ, ПФМК активно используют березовую породу в производстве. При этом в процессе лесозаготовки образуется большое количество древесной зелени, а в процессе переработки хлыстов образуются отходы в виде коры. Комплексная переработка березы позволит организовать высокорентабельное производство. Но на данный момент привлекательным и перспективным является получение биологически активных веществ из экстракта чаги и наружного слоя бересты, в особенности бетулина. Именно они представляют собой наибольшую ценность. В связи с этим была разработана технология химической переработки бересты с получением бетулина.

Предварительно измельченную бересту подают на верхние тарелки экстрактора проточного типа, а растворитель - толуол, подают снизу. После окончания загрузки систему герметизируют и включают вакуумный насос. Процесс экстракции ведут при температуре кипения толуола с непрерывным противоточным движением растворителя и бересты. Отработанную бересту через нижний шнековый транспортер загружают в десорбер, откуда сырье отправляют на дальнейшую переработку. В сливном канале экстрактора для контроля установлен датчик давления. При достижении в экстракторе давления 120-130 кПа, производят сброс давления до атмосферного и отбор экстракта в выдувной резервуар. Растворитель в выдувном резервуаре испаряется из экстракта за счет сброса давления. Пары растворителя отводят из выдувного резервуара инжекторным насосом в рекуперативный теплообменник, где их частично конденсируют и подают во второй конденсатор смешения, в котором остатки пара окончательно конденсируются при контакте с оборотной охлаждаемой водой. В флорентинном устройстве происходит сепарация оборотной воды и толуола. Воду из нижней части флорентинного устройства отводят жидкостным насосом в компрессорную холодильную установку, где ее охлаждают и возвращают во второй конденсатор смешения в качестве оборотной охлаждаемой воды. Оставшийся в флорентинном устройстве растворитель сливают в первый конденсатор смешения, в котором происходит контакт холодного толуола и горячих паров вакуумной сушилки, вследствие чего реализуется рекуперация тепла, т.е. пар полностью поглощается жидкостью и отдает ей своё тепло. После этого частично нагретый толуол сливают в буферную емкость. Периодически клапан буферной емкости открывают и толуол возвращают жидкостным насосом в рецикл, последовательно нагревая его в компрессорной холодильной установке и рекуперативных теплообменниках. Экстракт из выдувного резервуара попадает в куб-испаритель, где происходит его испарение. Насыщенный экстракт из куба-испарителя сливают в вакуумную сушилку, где его кристаллизуют и получают конечный продукт - бетулин. Пары вакуумной сушилки направляют в конденсатор смешения для конденсации и рекуперации тепла.

Литература

- [1] Соколов, С.Я. Справочник по лекарственным растениям / С.Я. Соколов, И.П. Замотаев. – М.: Медицина. - 1984. - 464 с.
- [2] Дунюшкин, Е. В. Выделение бетулина и суберина из бересты березы повислой на южном Урале / Е. В. Дунюшкин // Лесные экосистемы в условиях изменения климата: биологическая продуктивность, мониторинг и адаптационные технологии: материалы Междунар. конф. с элементами науч. школы для молодежи, 28 июня - 2 июля 2010. – Йошкар-Ола - Ола: Марийский гос. техн. ун - т, 2010. – С. 74 - 77.

- [3] Пастушенков, Л.В. Лекарственные растения. Использование в народной медицине и быту: 5-е изд., перераб. и доп. / Л. В. Пастушенков, А. Л. Пастушенков, В. Л. Пастушенков. — СПб.: БХВ - Петербург, 2012. — 432 с.
- [4] Муравьева, Д.А. Фармакогнозия: Учебник /Д.А. Муравьева. – 3-е изд., перераб. и доп. – М.: Медицина, 1991. – 560 с.

ВЛИЯНИЕ МЕСТОПОЛОЖЕНИЯ ГАЗОБАЛЛАСТНОГО ОТВЕРСТИЯ НА КОНДЕНСАЦИЮ ПАРОВ ВОДЫ В ПОЛОСТИ СПИРАЛЬНОГО ВАКУУМНОГО НАСОСА

Сунгатуллин Р.А., Саликеев С.И., Райков А.А.

Казанский национальный исследовательский технологический университет

E-mail: riololo@yandex.ru

В промышленности все больше технологических процессов происходят в условиях вакуума. Расширение области применения вакуума идет параллельно с ужесточением требований к его чистоте, то есть к отсутствию паров рабочих жидкостей вакуумных насосов, так и к его степени. В настоящее время для достижения сверхвысокого вакуума без наличия паров углеводородов используются турбомолекулярные насосы с магнитными подшипниками, для работы которых требуются вспомогательные (форвакуумные) насосы с безмасляным уплотнением и насосы предварительного разряжения. Таким требованиям соответствуют спиральные вакуумные насосы.

Многие вакуумные технологические процессы проходят в условиях повышенной влажности. Поэтому применяемые средства откачки должны обеспечивать эффективную откачку паров воды без вреда для самих насосов. В процессе сжатия в рабочей полости поднимаются парциальные давления всех компонентов откачиваемой среды и при достижении давления насыщения происходит конденсация паров воды. Одним из способов предотвращения конденсации является напуск сухого атмосферного воздуха с помощью газобалластного устройства [1].

Выбор местоположения газобалластного отверстия является важной стадией при разработке спирального насоса. Местоположение отверстия для подвода балластного газа определяет, в какой момент при сжатии откачиваемый газ будет разбавляться сухим воздухом. Необходимо выбрать местоположение так, чтобы при самых жестких условиях, максимальной влажности откачиваемого газа, не происходило конденсации паров в рабочем объеме спирального насоса и предельное остаточное давление насоса было минимальным.

В работе [2] было исследовано влияние диаметра газобалластного отверстия спирального вакуумного насоса НВСП-15 с помощью математической модели, разработанной на каф. ВТЭУ [3]. Согласно расчетам, при диаметре газобалластного устройства $d=2$ мм, при давлении на входе более 2500 Па или менее 100 Па, конденсации не происходит независимо от влажности откачиваемого воздуха. Было определено, что самые жесткие условия были при откачке газа при давлении на входе порядка 500 Па.

В данной работе проведены численные эксперименты с различным местоположением газобалластного отверстия диаметром $d=2$ мм, так, как показано на рис. 1. При расположении газобалластного отверстия в точке 1 разбавление откачиваемого газа сухим воздухом начинается за один оборот до момента нагнетания. Каждая точка смещена относительно другой на 180° .

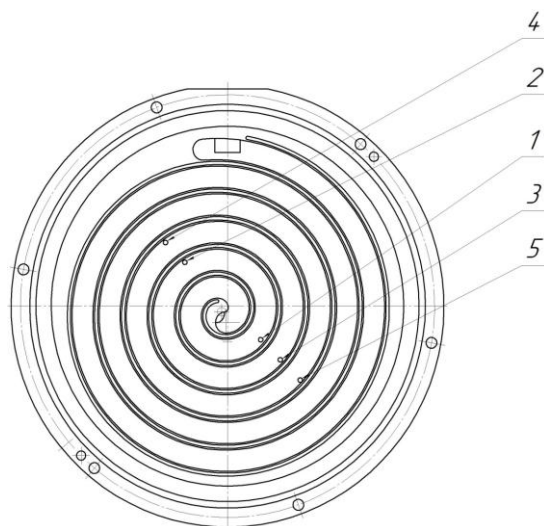


Рис. 1. Неподвижная спираль спирального насоса НВСп-15.
1-5 – места расположения отверстия газобалластного устройства.

На рис. 2 видно, что чем раньше начинается разбавляться откачиваемый газ, тем меньше парциальное давление в момент нагнетания. Так же местоположение газобалластного отверстия косвенно влияет на давление насыщения, на рис. 3 видно, что при отдалении места расположения напуска газа от отверстия нагнетания зависимость давления насыщения от угла поворота приводного вала смещается влево. То есть, если напускать воздух в рабочий объем насоса раньше необходимого, то тогда уменьшится быстрота действия и остаточное давление, и не исключается вероятность образование конденсата до момента нагнетания.

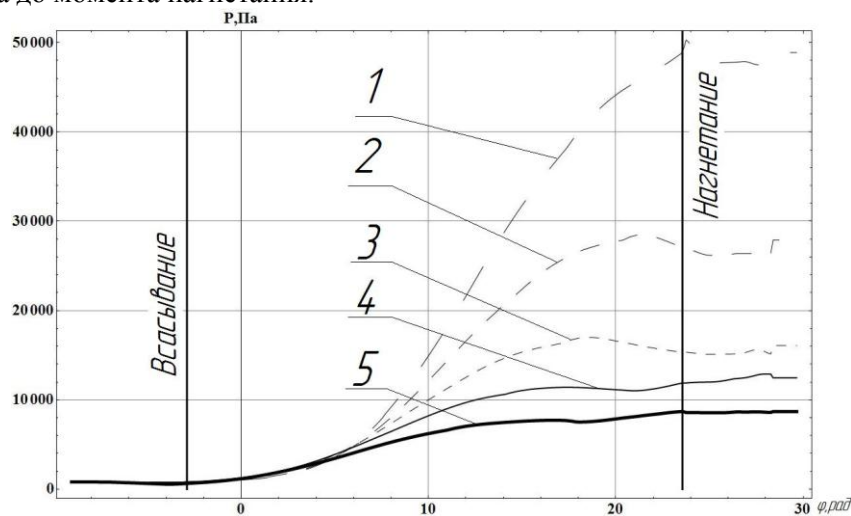


Рис. 2. Зависимость парциального давления от угла поворота приводного вала при различных расположениях газобалластного отверстия при давлении на входе 500 Па

На рис. 3 приведены зависимости парциальных давлений и давления насыщения при различных диаметрах газобалластного устройства от угла поворота при давлении на входе 500 Па. Видно, что при $d=2$ мм происходит конденсация. При диаметре газобалластного устройства 3 мм в рабочей полости спирального насоса конденсации паров воды не происходит во всем диапазоне рабочих давлений.

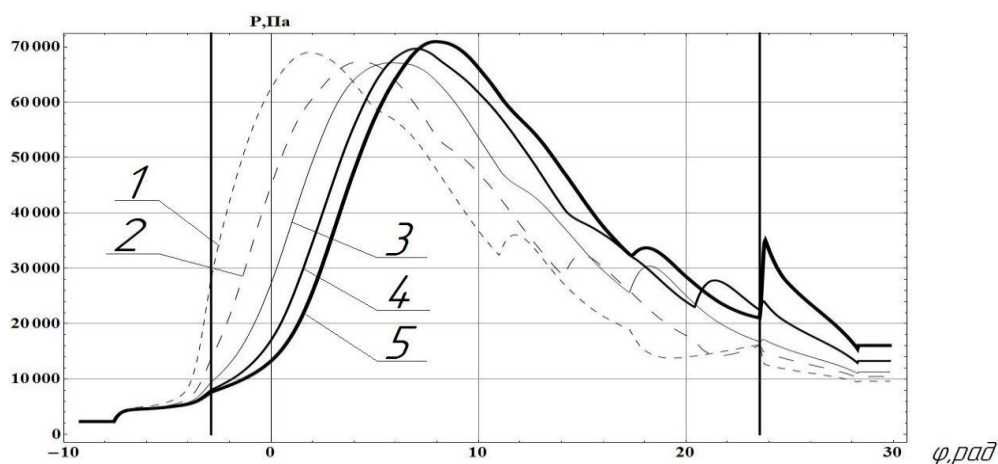


Рис. 3. Зависимость давления насыщения от угла поворота приводного вала при различном расположении газобалластного устройства при давлении на входе 500 Па

Для спирального насоса НВСП-15 самое благоприятное расположение газобалластного отверстия находится в точке 3, указанное на рис. 1.

Литература

- [1] Роторные вакуумные насосы: методические указания к лабораторным работам/ Сост.: С.И. Саликеев, А.В. Бурмистров. - Казань: Изд-во Казан. гос. технол. ун-та, 2007. – 44 с.
- [2] Влияние параметров откачиваемого газа на конденсацию паров воды в полости спирального вакуумного насоса / Р.А. Сунгатуллин, С.И. Саликеев, А.А. Райков/ КНИТУ, Казань, ул. К. Маркса, 68.
- [3] Всережимная математическая модель рабочего процесса спирального вакуумного насоса/ А.А. Райков, Р.Р. Якупов, С.И. Саликеев, А.В. Бурмистров, М.Д. Бронштейн// Компрессорная техника и пневматика. - 2014, - №1, с. 18 - 25.

ТЕХНОЛОГИЯ ГЛУБОКОЙ ПЕРЕРАБОТКИ ДРЕВЕСИНЫ ЛИСТВЕННОЙ

Хайрутдинова А.Р., Сайфутдинов Д.М., Валеев К.В.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: Hayrutdinova1995@mail.ru

Древесина лиственных сибирской и даурской, произрастающих на территории Сибири и Дальнего Востока, является богатым источником флавоноидов - флаванола дигидрокверцетина, таксифолина и, сопутствующих ему дигидрокемпферола и нарингенина. Учитывая большой диапазон полезной биологической активности субстанции, проблема оптимизации производственных условий получения дигидрокверцетина является весьма актуальной.

В КНИТУ на кафедре ПДМ была разработана установка для глубокой переработки древесины лиственной. Установка для экстракции растительного сырья – древесины лиственной состоящая из экстракционной камеры, рекуперативного холодильника, приемника конденсата работает следующим образом. Растительное сырье размещают между сменными ситами, в экстракционную камеру, наливают экстрагент из буферной емкости, и включают вакуумный насос. После откачки инертного газа включают нагреватель. Образовавшиеся пары экстрагента, проходя через сырье, захватывают находящееся в нем эфирное масло, поступают в коллектор и конденсируются в зону приема конденсата флорентинного устройства. В нём конденсат разделяется на эфирное масло и флорентинную жидкость. Масло поступает в сборник масла. Флорентинная жидкость используется в качестве хладагента для конденсации вновь поступающих паров экстрагента. Отработанный хладагент поступает в качестве экстрагента обратно в экстракционную камеру. Процесс экстракции протекает до истощения масла в сырье.

В результате экстракции древесины с использованием заявленной установки получают эфирное масло в количестве 3 %, каротин в количестве 0,6%, витамин С в количестве 1,5% и протеин в

количестве 5,8%. При получении дигидрокверцетина сначала получают экстракт орошением сырья конденсатом, а затем из экстракта выкристаллизовывают полезный продукт.

Литература

- [1] Актуальное состояние отрасли комплексной переработки лиственницы/А.Р. Хайрутдинова, А.В. Сафина и др., Деревообрабатывающая промышленность. — 2018.— №1, с. 82 - 91.
- [2] Установка для комплексной переработки древесины лиственницы/ А.Р. Хайрутдинова, Д.М. Сайфутдинов, К.В. Валеев, Новые технологии, инновации, изобретения, сборник статей Международной научно-практической конференции. — 2018, с. 96 - 98.
- [3] Комплексная переработка лиственницы/ А.Р. Хайрутдинова и др. Лесной и химический комплекс- проблемы и решения — 2017. — Том 1, с. 355 - 358.
- [4] Сафин, Р.Г. Современное направление переработки лесных ресурсов (научная статья) / И.Г. Хабидуллин, Р.Р. Зиятдинов, Т.О. Степанова // Вестник Казанского технологического университета. — 2015. — Т. 18 №21, с. . 90 - 93.

УСТАНОВКА ДЛЯ НАНЕСЕНИЯ ПОКРЫТИЙ PVD-МЕТОДОМ

Шафиков Т. Р., Абрамов М.А., Шарафутдинова Д. Р., Гаврилов А.В.
Казанский национальный исследовательский технологический университет.
E-mail: shafikov-t@mail.ru

Способ нанесения тонких плёнок осаждением из паровой фазы считается самым востребованным современной техникой методом синтеза тонкоплёночных материалов, а также наиболее распространённым электрофизическим методом модификации материалов [1]. В зависимости от толщины покрытия (от одного до нескольких микрон) и метода его получения структурные, механические, электрические, диэлектрические, пьезоэлектрические, ферромагнитные и сверхпроводящие свойства плёнок могут совпадать со свойствами монокристаллов этих же веществ, но могут и значительно от них отличаться. Эту особенность используют при создании тонкоплёночных изоляторов, конденсаторов, резисторов, пьезоэлементов, магнитной памяти, термопар, полупроводниковых приборов и микросхем. Тонкие плёнки применяют не только для создания устройств микроэлектроники, но и в целях защиты от коррозии, для декоративных покрытий, повышения износостойкости и улучшения режущих свойств инструмента [2,3].

Вакуумное напыление (англ. physical vapour deposition; напыление конденсацией из паровой (газовой) фазы) - группа методов нанесения тонких плёнок на материал в среде защитного вакуума, при которых покрытие получается прямой конденсацией пара осаждаемого материала [4].

Происходит перенос частиц напыляемого вещества от источника (места его перевода в газовую фазу) к поверхности детали по прямолинейным траекториям при вакууме 10^{-2} Па и ниже (вакуумное испарение) и путем диффузионного и конвективного переноса в плазме при давлениях 1 Па (катодное распыление) и 10^{-1} – 10^{-2} Па (магнетронное и ионно-плазменное распыление). Судьба каждой из частиц напыляемого вещества при соударении с поверхностью детали зависит от ее энергии, температуры поверхности и химического свойства материалов пленки и детали. Атомы или молекулы, долетающие до поверхности, могут либо отразиться от нее, либо адсорбироваться и через некоторое время покинуть ее (десорбироваться), либо адсорбироваться и образовывать на поверхности конденсат (конденсация). При высоких энергиях частиц, большой температуре поверхности и малом химическом родстве частица отражается поверхностью [5].

Различают следующие стадии вакуумного напыления:

1. Создание газа (пара) из частиц, составляющих напыление;
2. Транспорт пара к подложке;
3. Конденсация пара на подложке и формирование покрытия.

Вакуумная металлизационная установка ВАТТ 1000-4М – однокамерная, периодического действия. Управление установкой дистанционное или автоматическое с пульта управления. Установка состоит из вакуумной камеры 1, вакуумной откачной системы 2, системы подачи газа 3, системы охлаждения 4, пульта управления 5 и приемного устройства 6 (см. рис. 1).

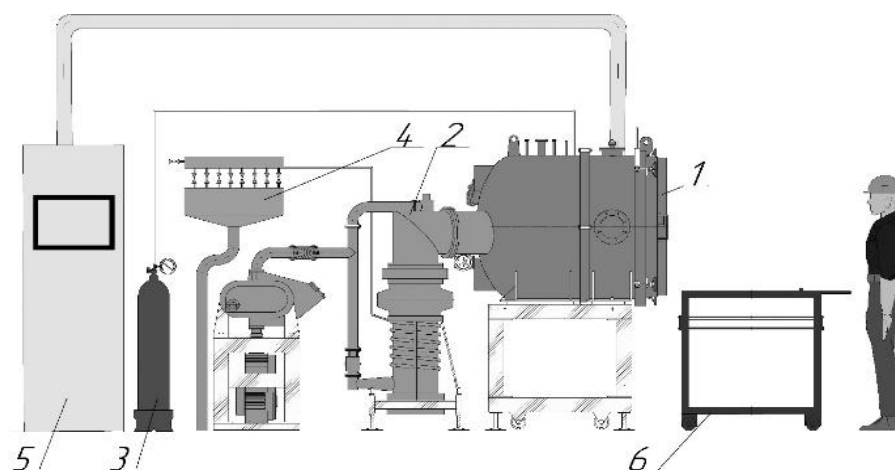


Рис. 1. Установка BATT 1000-4М

Вакуумная камера предназначена для проведения в ней процесса напыления. Она представляет собой горизонтальный цилиндрический аппарат, ограниченный спереди крышкой, а сзади эллиптическим днищем, в котором имеются патрубки для соединения камеры с откачной системой, патрубки для охлаждения магнетронов, высоковольтные вводы для магнетронов, патрубки для присоединения напекателей и измерительных приборов. Крышка предназначена для герметизации вакуумной камеры во время работы установки, состоит из плоского днища с приваренным фланцем, висит на специально изготовленной петле.

Смотровые окна на крышке обеспечивает визуальное наблюдение за ходом процесса металлизации. Окна на крышке защищены специальной пластиной от попадания на них распыляемого материала. Крышка прижимается к камере с помощью четырех прижимных креплений.

Покрываемые детали крепятся на барабан, который в процессе напыления вращается против часовой стрелки. Имеется возможность установки на барабан различных узлов. На данный момент в камеру можно установить до 4 магнетронов.

Откачная система состоит из механического агрегата АВЗ-20Д для форвакуумной откачки от атмосферного давления до 100 мм рт. ст., насоса для предварительной откачки ДВН-50 до давления $3 \cdot 10^{-2}$ мм рт. ст. и двух паромасляных диффузионных насосов АВДМ-250 для высоковакуумной откачки до $P = 5 \cdot 10^{-5}$ мм рт. ст.

Напыление проводится в среде защитного газа (аргон). Его подача из газового баллона регулируется при помощи регулятора РРГ-10 и пульта управления. При получении сложных покрытий (например, TiN) есть возможность добавить к установке ещё один газовый баллон (в этом случае – с азотом). За предотвращение перегрева различных узлов аппарата отвечает система охлаждения. Проточной водой охлаждаются:

1. Корпуса диффузионных насосов НВДМ-250;
2. Магнетроны (в процессе напыления);
3. Ключ-генератор паузы (при инверторе электрического смещения);
4. Рубашка рабочей камеры установки (только при работе нагревателя);
5. Плоская крышка рабочей камеры (только при работе нагревателя).

Приёмное устройство (поз. 6 рис. 1) необходимо для выгрузки/загрузки деталей. Выгрузка происходит следующим образом:

1. После напуска воздуха открываем 4 вертушка, поддерживающих крышку камеры.
2. Открываем камеру. Подкатываем приёмное устройство к камере.
3. Выкатываем по рельсам барабан на приёмное устройство.

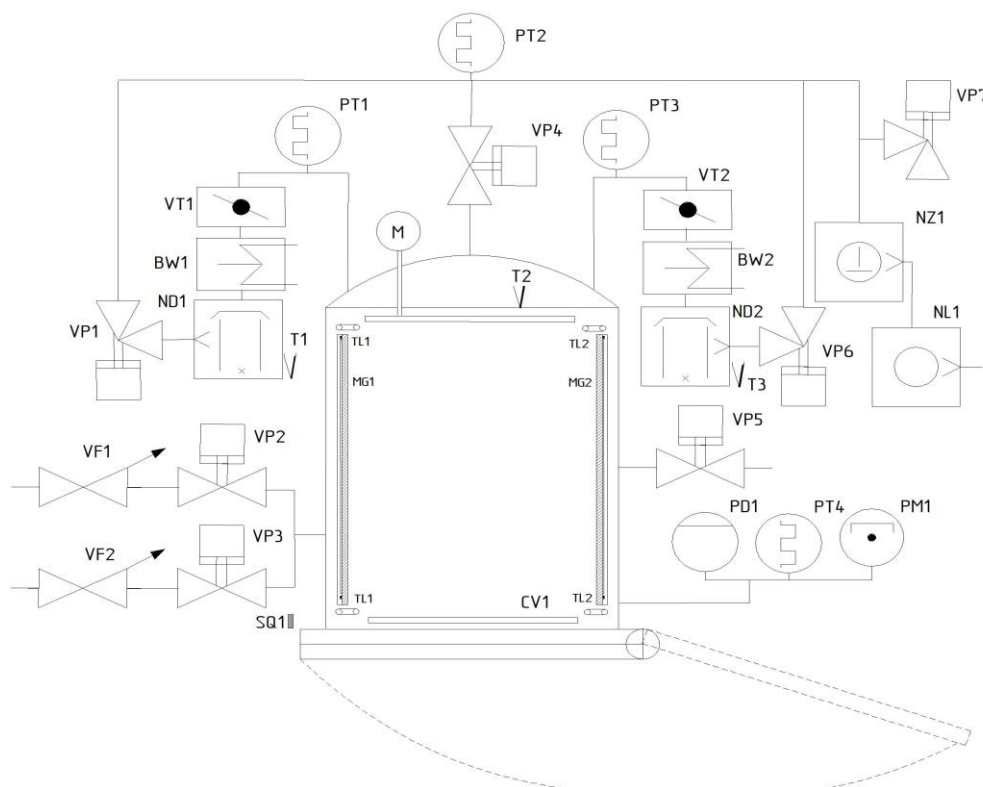


Рис. 2. Вакуумная технологическая схема: ND1, ND2 - насос диффузионный НВДМ 250; NL1 - насос АВЗ-20Д; NZ1 - насос НВД200; VT1, VT2 - затвор с пневмоприводом ЗВП250; BW1, BW2 – ловушка; VP1, VP4, VP6, VP7 - клапан с пневмоприводом КВП63; VP5 - клапан с пневмоприводом КВП25; VP2, VP3 - клапан с пневмоприводом НЗ ДЕМ 4.465.117; VF1, VF2 - регулятор расхода газа РГ-10; PT1-PT3 - мердат ВТ 14СТ2; T2 - датчик температуры камеры; T1, T3 - датчик температуры диффузионных насосов; SQ1 - концевой датчик

Таблица. Классификация металлических покрытий по назначению

Виды получаемых покрытий по назначению, распыляемые материалы и примеры.						
Вид покрытия	Декоративное	Антистатическое	Токопроводящее	Отражающее	Антикоррозионное	Упрочняющее
Материал	Al, Ti, Cu, нерж. сталь, нихром, латунь	Al+Ti	Al, Ti, TiN	Al	Лак-Al+Ti, нихром-лак	TiN, TiC
Пример	Мебельная фурнитура	Громкоговоритель	Капроновые нити	Отражатель	Деталь разливочного аппарата	Элементы насосов

При загрузке всё происходит в обратном порядке.

Пульт управления состоит из двух шкафов. На первом находится компьютер с программой Master Scada для управления системой откачки и системой расхода газа. Система автоматики снабжена различными блокировками для предотвращения аварии на установке. На рис. 2 представлена вакуумная технологическая схема. На втором шкафу находятся 2 блока управления магнетронами, блок ионной очистки и блок электрического смещения.

Отработано множество технологий получения металлических покрытий. В таблице приводится их классификация по назначению.

К достоинствам технологии получения покрытий на данной установке можно отнести возможность нанесения разнообразных материалов, регулировку толщины покрытия в зависимости от времени процесса, экологическую безопасность метода.

Порядок процесса нанесения покрытия на громкоговоритель описан ниже:

1. В камеру вакуумной установки загружается изделие;
2. Закрывается крышка камеры;
3. Вакуумная камера откачивается вакуумным насосом до рабочего давления;
4. Проводится процесс нанесения покрытия на изделие;
5. Напускается воздух в вакуумную камеру;
6. Готовое изделие выгружается из вакуумной установки.

Литература

- [1] Третьяков Ю.Д., Путляев В.И., *Введение в химию твердофазных материалов: учеб пособие*, Изд-во Моск. ун-та: М.: Наука, 2006, 400 с.
- [2] Абдуллин И.Ш., Хубатхузин А.А., *Вестник Казанского технологического университета*, **8**, 11, 625 - 627 (2010).
- [3] Хубатхузин А.А., Абдуллин И.Ш., Шаехов М.Ф., Башкирцев А.А., *Вестник Казанского технологического университета*, **13**, 15, 88 - 92 (2012).
- [4] Ройх И.Л., Колтунова Л.Н., Федосов С.Н., *Нанесение защитных покрытий в вакууме*, М.: Машиностроение, 1976, 366 с.
- [5] Данилин Б.С., *Применение низкотемпературной плазмы для нанесения тонких пленок*, М.: Энергоатомиздат, 1989, 328 с.

ОПИСАНИЕ ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЙ УСТАНОВКИ ДЛЯ ИССЛЕДОВАНИЯ ПРОЦЕССА БИОСИНТЕЗА

Миняйленко С.С., Гаев И.О., Анаников С.В.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: fclakomotiv@yandex.ru

При проведении биотехнологических процессов важным фактором является отделение полученной биомассы от ингредиентов, имеющихся в биореакторе.

Существуют различные способы отделения биомассы от указанных ингредиентов, применяющиеся в тех или иных аппаратах. Однако, если учесть, что процессы, происходящие в биореакторах протекают с большим пенообразованием, то перспективным направлением отделения полученной биомассы является использование флотационного процесса. При этом одновременно возможно осушить и пеногашение, тем самым уменьшив такой нежелательный фактор, как пенообразование [1].

Однако теоретическим путем это сделать невозможно, поэтому для этих целей необходимы предварительные экспериментальные исследования. В связи с этим была разработана исследовательская установка, схема которой представлена ниже [2].

В компрессор 1 воздух засасывается из атмосферы, откуда поступает в ресивер, где стабилизируется и измеряется давление воздуха. Затем из ресивера воздух подается в редуктор 2. Через вентиль 5, воздух подается в ротаметр 6, предназначенный для измерения расхода воздуха, а затем через стерилизующий фильтр 7 попадает в нижнюю часть биореактора 11. Из биореактора 11 воздух попадает в осушитель 22, откуда направляется в газоанализатор 24 через вентиль 26 для определения концентрации кислорода. Из газоанализатора и осушителя 22 отработанный воздух уходит в счетчик газа 27 (ГСБ). Температура удаляемого воздуха определяется термометром 25. Из емкости 16, служащей для хранения пеногасителя, через дозатор 19 пеногаситель направляется в биореактор. Одновременно из емкости 15 через дозатор 19 в реактор поступает аммиачная вода (NH_4OH). Фильтры 7 служат для связи емкостей с атмосферой для предотвращения образования вакуума при подаче жидкости в реактор. Ведение технологического процесса контролируется приборами 13 и 14 мультитест марки «ИПЛ 513», измеряющим температуру и pH. Электродвигатель 10 служит для вращения рабочего колеса узла сепарации и мешалок. Приборы 8, 9, 12 предназначены для измерения параметров электродвига-

теля. Данная экспериментальная установка была использована для отработки параметров узла сепарации.

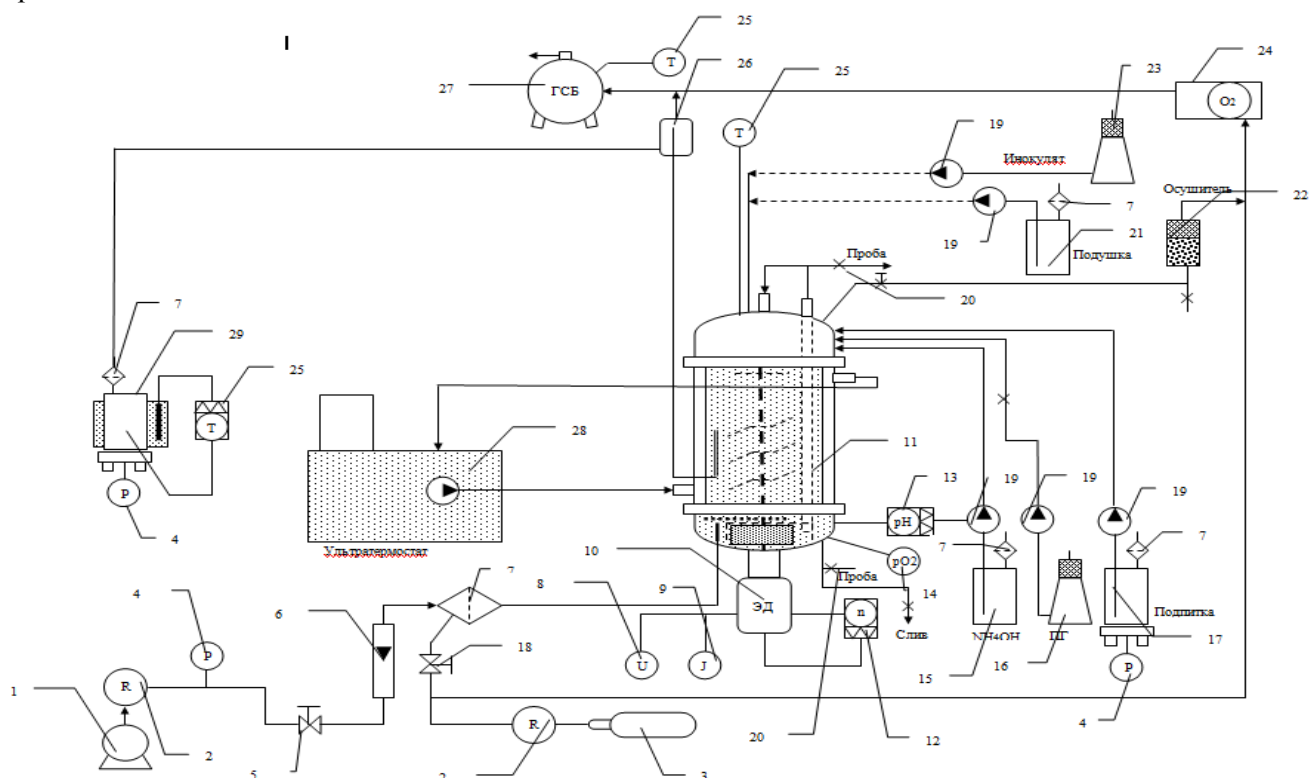


Рис. 1. Технологическая схема установки: 1 - компрессор, 2 - редуктор, 3 - тарировочный газ, 4 - манометр (Р), 5 - запорный вентиль, 6 - ротаметр, 7 - фильтр, 8 - вольтметр, 9 - амперметр, 10 - электродвигатель, 11 - биореактор, 12 - тахометр, 13 - рН метр, 14 - датчик изменения, 15 - емкость с щелочью (NH₄OH), 16 - пеногаситель, 17 - емкость с подпиткой, 18 - запорный вентиль, 19 - дозаторы, 20 - место отбора проб, 21 – подушка (среда), 22 - осушитель, 23 - инокулят, 24 - газоанализатор (ГА), 25 - термометры, 26 - пениловушка 27 - счетчик газа (ГСБ).

Литература

- [1] Рубинштейн, Ю.Б. Кинетика флотации / Ю.Б. Рубинштейн, Ю.А. Филиппов - М.: Недра, 1980. – 70 с.
- [2] Мещеряков, Н. Ф. Кондиционирующие и флотационные аппараты и машины / Н. Ф. Мещеряков – М.: Недра, 1990. -105 с.

ЛАБОРАТОРНЫЙ СТЕНД ДЛЯ ИЗУЧЕНИЯ РАБОТЫ ДВУХ ВОДОСТРУЙНЫХ ВАКУУМНЫХ НАСОСОВ

Петров Я.В., Сальманов А.Р., Садыков А.Х., Сагдеев Д.И.
Казанский национальный исследовательский технологический университет.
E-mail: sagdeev@mail.ru

Широкое распространение гидроструйных аппаратов в химии и нефтехимии обусловлено следующими их преимуществами: высокой самовсасывающей способностью и возможностью перекачки жидкостей, газов, газожидкостных смесей, гидросмесей, содержащих твердые примеси, агрессивных сред; отсутствием подвижных деталей, простотой устройства; малыми габаритными размерами и массой, возможностью размещения в труднодоступных местах; простотой регулирования подачи и напора [1, 2].

В настоящее время все насосы разделяют на динамические и объемные (ГОСТ 17398–72). В основу такой классификации положен механизм передачи внешней энергии к перекачиваемой жидкости. В динамических насосах энергия передается за счет действия массовых (инерционных) сил или сил жидкостного трения, а в объемных насосах – за счет сил давления на поверхность жидкости, т. е. вытеснения жидкости из определенного объема.

К динамическим насосам относят, в частности, такие широко распространенные в различных областях техники насосы, как лопастные (центробежные, осевые), в которых на жидкость действуют преимущественно инерционные силы, а также вихревые и гидроструйные насосы, где энергия передается жидкости в основном за счет жидкостного трения.

Насос является гидромашиной, преобразующей подводимую к ней внешнюю энергию в механическую энергию капельной жидкости.

Гидроструйным насосом называется динамический насос трения, в котором перекачиваемая (пассивная) среда (жидкость, газ или смесь жидкости с газом или твердыми частицами) перемещается внешним потоком (струей) рабочей (активной) жидкости. Энергия от одного потока жидкости к другому передается силами, действующими на поверхности рабочей струи. Данные насосы имеют и существенные недостатки, к числу которых относятся: отсутствие автономного привода, необходимость использования для привода постороннего источника напорной жидкости; низкий КПД собственно гидроструйного насоса, не превышающий в лучших конструкциях значения 0,35–0,4; безвозвратный сброс большого количества жидкости, используемой в качестве рабочей (активной) среды, и др. Основная трудность теоретического определения характеристик водоструйного вакуумного насоса, состоит в сложности описания самого процесса турбулентного смешения струй, их взаимодействия в пространстве, ограниченного жесткими стенками.

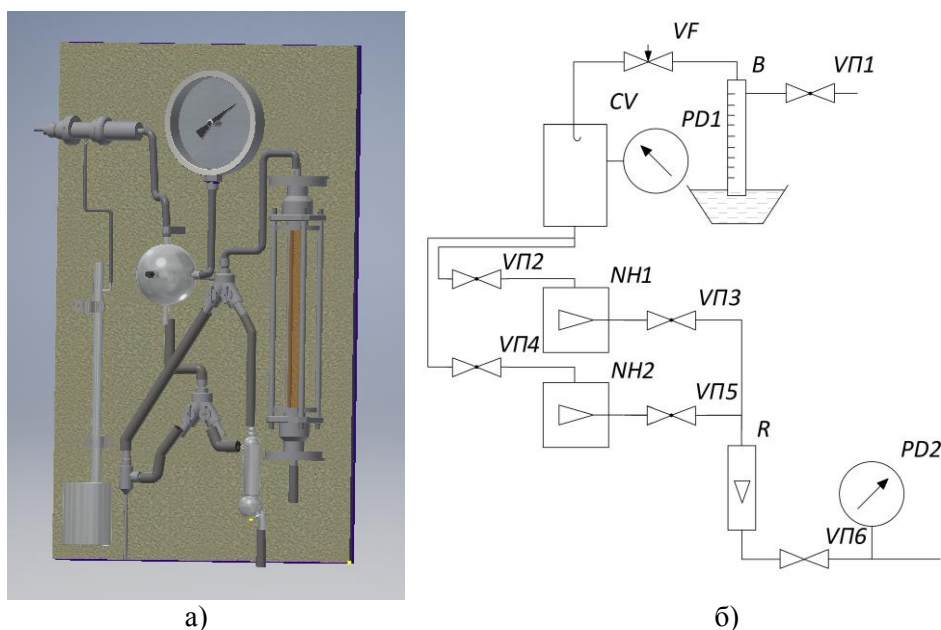


Рисунок. Лабораторный стенд для исследования работы водоструйных вакуумных насосов. а) 3-D вид лабораторного стенда; б) вакуумная схема. CV — вакуумная камера; NH1, NH2 — водоструйные вакуумные насосы; R — жидкостной ротаметр; VP1 — кран бюретки; VP2–VP6 — краны проходные; PD1 — вакуумметр деформационный; PD2 — манометр деформационный; VF — натекатель; B — бюретка масляная

В данной работе проведено проектирование лабораторного стенда для исследования работы двух водоструйных вакуумных насосов: стеклянного водоструйного вакуумного насоса по ГОСТ 25336-82 и полипропиленового водоструйного вакуумного насоса марки PP.

Лабораторный стенд и вакуумная схема представлены на рисунке. Данный стенд позволит получить и сравнить основные характеристики двух вакуумных насосов и сделать соответствующие выводы по результатам полученных опытных данных в лабораторной работе.

В работе также ставится цель усовершенствования лабораторного стенда, который позволит выявить и уяснить закономерности процессов, протекающих в двух водоструйных вакуумных

насосах, а также критически оценить существующие в настоящее время в литературе расчетные методы гидроструйных аппаратов. Основной проблемой гидроструйной откачки является повышение экономичности гидроструйных эжекторов, путем оптимизации процесса смешения, что достигается усложнением конструкции и одновременно с уточнением расчетных методов. В такой ситуации расчеты становятся сложными, а порой и невозможными, а это указывает на то, что следует опираться на качественно выполненные экспериментальные данные.

Спроектированный и изготовленный лабораторный стенд позволит продолжить студенческие научные исследования по исследованию работы водоструйных вакуумных насосов в рамках дисциплины “Обработка экспериментальных данных”. Данные исследования позволят закрепить теоретические знания, полученные при выполнении лабораторной работы “Оценка погрешности при исследовании потока газа водоструйного вакуумного насоса ВВН-0,03”.

Литература

- [1] Лямаев Б.Ф. Гидроструйные насосы и установки. Л.: Машиностроение. Ленинград. отделение, 1988. 256 с.
- [2] Соколов Е.Я., Зингер Н.М. Струйные аппараты. – 3-е изд., перераб. – М.: Энергоатомиздат, 1989. – 352 с.

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ТВЕРДОФАЗНОЙ ЭКСТРАКЦИИ

Праздников Е.М., Гришин Н.С.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: dear_girl1@mail.ru

В настоящее время, с быстрым развитием научно-технического прогресса, наблюдается резкое ухудшение экологической обстановки, что неблагоприятно сказывается на жизни и здоровье человека и окружающей его среде. В связи с этим, появляется необходимость увеличения количества и экспрессивности химического анализа, заключающегося в определении состава материала с помощью методов, основанных на химических реакциях определяемых веществ в растворах. Данные методы в настоящее время являются перспективными, в связи с увеличением аналитических работ.

Кроме того, учитывая, что прямой метод анализа не применим при определении следовых количеств компонентов с близкими аналитическими свойствами, когда для точного определения требуется отделение основы, выделение определяемого вещества или разделения их, вызывает необходимость подготовительных операций. Одной из основных и самых трудоемких является операция разделения. В этом случае широко используются физические (фильтрация, декантация, отстаивание), химические (соосаждение, перевод в другое валентное состояние) и физико-химические методы разделения (хроматография, экстракция, электрофорез, диализ, изменение энергетического и агрегатного состояния пробы и др.) [2].

Так экстракция представляет собой способ извлечения вещества из раствора или сухой смеси с помощью подходящего растворителя (экстрагента) [4]. Процессы исследования твердофазных проб, по сравнению с жидкостной экстракцией значительно усложнены, из-за отсутствия многих данных для проектирования механических устройств. Процессы экстрагирования из твердых тел широко распространены в химической, биологической, медицинской, пищевой и других отраслях промышленности [1]. Известно, что достигаемая степень извлечения целевых веществ из твердых продуктов и возможность интенсификации процесса во многом определяется структурой самого твердого тела (носителя) и агрегатным состоянием извлекаемого компонента. В частности, большую роль играет поровая структура тела - длина и площадь поперечного сечения пор, их конфигурация, объемная доля пор в твердом теле и т.д. Наиболее медленно идет процесс экстракции из твердых тел, обладающих большим количеством закрытых пор, а также из растительного сырья с клеточной структурой, в которых извлекаемое вещество растворено в содержимом клеток [3].

Механизм экстракции из твердого тела различен и зависит от структуры твердого тела и агрегатного состояния целевого компонента. Для случая, когда извлекаемое вещество находится в порах твердого тела в жидком состоянии или в виде раствора экстракция заключается в диффузии этого вещества из порового объема в окружающую среду. Когда же вещество находится в твердом виде диффузии предшествует растворение извлекаемого компонента. При этом к границе твердого веще-

ства с экстрактом примыкает тонкий слой, в котором и происходит растворение твердого вещества. Скорость экстракции в обоих случаях пропорциональна концентрации извлекаемого вещества (при постоянной концентрации его в экстрагенте), поскольку она определяет движущую силу процесса.

Скорость экстракции существенно зависит также от размера и формы пор. Для сравнительно больших пор движение жидкости в них достаточно интенсивно и диффузия близка к конвективной. Для малых же пор движение жидкости пренебрежимо мало и вещество переносится значительно медленнее, в основном за счет молекулярной диффузии. Этот механизм характерен для экстракции из растительного сырья. Вещества, попадающие на твердый носитель большей частью должны заполнять легко доступные большие впадины и поры, поэтому экстракция их, вероятно, может происходить за счет конвективной диффузии.

Важным является этап подготовки продукта к экстракции, в частности, его измельчение. Измельчение играет особую роль для твердой фазы, обладающей сложной структурой со множеством мелких и закрытых пор. Интенсифицируют процесс также механические воздействия на твердую фазу непосредственно во время экстракции (сдавливание, помол и т.п.).

Таким образом, сущность любого экстракционного процесса - многократное контактирование твердой фазы с экстрагентом. При этом процесс может быть организован периодически и непрерывно. При периодическом процессе, применяемом обычно в лабораторной практике и в промышленности при небольших производительностях, концентрация жидкости и массосодержание частиц твердого тела зависят только от времени. Разность концентраций максимальна к началу процесса и быстро падает с течением времени.

Для выявления и уточнения влияющих характеристик твердофазной экстракции (системы твердая проба - растворитель) при экспериментальном исследовании используются методы математической статистики [5].

Приборы для пробоподготовки представлены: шестимодульным экстрактором, центрифугой для отделения экстракта от твердой фазы пробы, концентратором - выпаривателем с тремя лунками. Экстрактор позволяет одновременно производить обработку шести проб. Емкость тефлоновых стаканчиков позволяет размещать до 120 мл, аппарат удобен при обслуживании. Центрифуга служит для отделения растворителя (экстракта) от пробы путем фильтрования. Время на экстракцию одной пробы составляет не более 30 сек. и более полный отжим. Концентратор-выпариватель заменяет ротационный испаритель. Время выпаривания досуха трех проб 50-60 минут [7].

Для первой серии опытов - сокращения времени анализа (экспрессности) и поскольку шестимодульный экстрактор, центрифуга и воронка концентратора вмещает меньший объем экстракта, чем указано в методиках выявления и определения содержания микотоксинов и перитроидов - исследовалась воспроизводимость и чувствительность метода при уменьшении вдвое навески и соответственно всех экстрагентов.

Для второй серии опытов - определения синтетических перитроидов (дельтаметрина) искусственно контаминировали 22 пробы зерна (25 г) стандартным раствором с содержанием дециса 10, 20, 40 мкг. Каждое звено исследования ручным способом заменяли аппаратом: встряхивание, экстракция, концентрирование досуха. Одновременно такие же исследования проводили с холостой пробой. Затем смешивали с гексаном и хроматографировали.

Для третьей серии опытов - анализа на фузариотоксин (Т-2 токсин) искусственно контаминировали 30 навесок проб зерна по 25 г каждая, концентрация токсина в пробе составила 100 мкг/кг, что соответствует уровню ПДК. Стадии определения Т-2 токсина в регламентированных методах определения по ГОСТу и МУ заменяли аппаратом: встряхивание, экстракция, концентрирование. Полученные различными способами экстракты хроматографировали.

Четвертая серия опытов - измельченные по 25 г пробы зерна вносили в колбы и искусственно контаминировали микотоксином (афлотоксин В₁) в дозе, соответствующая ПДК для животных (1 мкг/кг). Микотоксин экстрагировали растворителями ацетоном и хлороформ-ацетоном, используя для этого шестимодульный экстрактор и центрифугу. Затем экстракты помещали в воронки концентратора-выпаривателя. После полного высушивания экстракта его растворяли в 0,4 мл в смеси бензол-фцетонитрил и хроматографировали с использованием ТСХ и подтверждением результатов ГЖХ.

В результате 2 первых опытов, эксперименты показали, что при использовании экстрактора, центрифуги и концентратора-выпаривателя при определении перитроидов происходит: сокращение времени экстракции до 2 мин, тогда как при ручном (обычном) способе 60 - 64 мин, стабилизация параметром выхода экстракта, повышается процент выхода токсичного элемента, удобство работы. По этапу 3 была освоена и апробирована методика количественного определения микотоксинов (Т-2 токсина) в зерне. При использовании аппаратов (центрифуги, экстрактора, концентратора) для про-

боподготовки происходит: сокращение трудозатрат; сокращение времени; точность воспроизведения результата; исключение рутинного ручного труда; улучшение воспроизводимости пробоподготовки; стабилизация параметров; удобство работы; увеличение % выхода микотоксинов; упрощение стандартизации пробоподготовки.

По этапу 4 получили, что предлагаемые приборы шестимодульный экстрактор, центрифуга, концентратор-выпариватель позволяют значительно сократить время пробоподготовки на этапе отделения экстракта и его концентрирования, сокращает расход растворителей, что дает возможность использовать их при массовых экспресс-анализах.

Литература

- [1] Аксельруд Г.А., Лысянский В.М. Экстрагирование. Система твердое тело - жидкость. Л., 1974.
- [2] Гайнанова А.А., Горшунова А.Н., Гришин Н.С. Аппаратурное оформление подготовки проб к анализу микропримесей. Журн. Вестник технологического университета. 2016. Т.19, №21.
- [3] Гиндин Л.М. Экстракционные процессы и их применение. М.: Наука. 1984.-144с.
- [4] Зефилов А.П., Селявин М.М. Экстракция. Теория, применение, аппаратура. Выпуск 2.М.: Госатомиздат, 1962. – 380 с.
- [5] Кафаров В.В., Глебов М.Б. Математическое моделирование основных процессов химических производств. Учебное пособие для вузов. - М.: Высшая школа, 1991. - 400 с.
- [6] Тобажнянский Л.Л., Готлинская А.П., Лещенко В.А., Нечипоренко И.А., Чернышов И.С. Процессы и аппараты химической технологии. Учебник. В двух книгах. /Под общ. ред. Тобажнянского Л.Л. - Харьков: НТУ «ХПИ», 2004. – 1176 с.
- [7] Фархутдинов А.Ф., Горшунова А.Н., Гришин Н.С. Разработка и исследование устройства для концентрирования микропримесей органических соединений в пробах для пробоподготовки / Вестник технологического университета. 2016.Т.19, № 21.

ТЕХНОЛОГИЯ ПЕРЕРАБОТКИ ДРЕВЕСНЫХ ОТХОДОВ В АКТИВИРОВАННЫЙ УГОЛЬ

Хабибуллина А.Р., Асаева Л.Ш., Шайхутдинова Д.А.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: almira-h@rambler.ru

Наиболее существенной проблемой лесопромышленного комплекса при существующем уровне его развития является низкая эффективность использования сырьевых ресурсов. Существует большое количество эффективных схем переработки древесных отходов, одним из них является пирогазетическая переработка древесных отходов в активированный уголь различного назначения.

Процесс производства активированного угля, представляет собой, совокупность процессов прогрева, сушки, пиролиза, активации, охлаждения, которые сопровождаются физико-химическими превращениями, каждый из которых может быть описан индивидуальными методиками. На основе проведенных исследований была разработана установка для производства активированного угля, которая имеет зону накопления, сушки, пиролиза, активации, охлаждения, зона выгрузки с дополнительным охлаждением. В зону накопления непрерывно подается технологическое сырье, в ней происходит процесс нагрева сырья от тепловой трубы до 100 °С. Отработанные топочные газы отводят в дымовую трубу. В зоне сушки сырье конвективно высушивается и прогревается до 180 °С, за счет подачи топочных газов. Из зоны сушки сырье подается в зону пиролиза. В нижней части зоны пиролиза расположены нагревательные элементы тепловой трубы с температурой более 400 °С, они инициируют экзотермическое разложение с выделением пиролизных газов, которые поступают в сепаратор. После сепарации горючий газ направляется в топку, а жижка отбирается в емкость. Температура углистого остатка в зоне пиролиза возрастает до 500 °С за счет тепла, выделяющегося в процессе экзотермических реакций.

Образовавшийся в зоне пиролиза уголь поступает в зону активирования. В зоне активации углистый остаток нагревается до температуры 800 °С, за счет подачи из топки перегретого пара с температурой 900 °С.

После активации древесный уголь поступает в зону охлаждения, где кондуктивно охлаждается с помощью тепловой трубы до 150 °С за счет отдачи тепла сначала в зону пиролиза для инициирования процесса пиролиза, а затем в зону накопления для предварительного нагрева сырья.

Из зоны охлаждения уголь попадает в зону выгрузки, где дополнительно конвективно охлаждается до 50 °С за счет отдачи тепла воздуху, поступающему в топку. Из зоны накопления уголь непрерывно выгружается через дозирующий выгрузатель.

Процессы, протекающие на каждой стадии получения активированного угля чрезвычайно сложны и многообразны и зависят, как от вида перерабатываемых древесных отходов, так и от режимных параметров процесса. Поэтому расчетную схему процесса получения активированного угля можно представить в виде отдельных последовательных блоков, включающих математическое описание: кондуктивного и конвективного теплопереноса, процесса конвективного процесса сушки, термохимических процессов превращения древесных отходов в активированный уголь, рекуперативного процесса охлаждения.

Такой подход значительно упрощает объем вычислений и позволяет с достаточной степенью адекватности судить о процессе в целом.

Литература

- [1] Сафин Р.Г. Пиролизная переработка отходов лесопромышленного комплекса в древесный уголь / Р.Г. Сафин, Р.Р. Зиятдинов, А.В. Сафина, А.Р. Хабибуллина // Вестник Казанского государственного технологического университета. – 2014. - № 20. Т.17. – С.131 - 134.
- [2] Сафин Р.Г. Математическая модель тепломассообменных процессов, протекающих при переработке древесных отходов / Р.Г. Сафин, Т.О. Степанова, А.Р. Хабибуллина // УОП ФГБОУ ВО "ВГЛУ". - 2015, Т.3 № 7, с.413 - 417
- [3] Сафин Р.Г. Переработка отходов лесопромышленного комплекса в древесный уголь / Р.Г. Сафин, З.Г. Саттарова, А.В. Сафина, Т.Д. Исхаков, А.Р. Хабибуллина // Вестник Казанского технологического университета. - 2015 Т.18 №4. - С. 151 - 153.
- [4] Сафина А.В. Математическое моделирование процесса контактного теплопереноса для пирогенетических установок полунепрерывного действия/ А.В. Сафина, Н.Ф. Тимербаев, А.Р. Хабибуллина, Т.О. Степанова, Л.Ш. Асаева // Вестник Казанского технологического университета. - 2017. Т.20. № 7. С. 119 - 122.
- [5] Сафина А.В. Моделирование процесса конвективного теплообмена дисперсного материала/ А.В. Сафина, Н.Ф. Тимербаев, А.Р. Хабибуллина, Г.Р. Арсланова, А.С. Калашникова // Вестник Казанского технологического университета. - 2017. Т 20. № 8. - С.100 - 103.
- [6] Сафина А.В. Моделирование процесса конвективного охлаждения древесного угля в пиролизной установке/ А.В. Сафина, Н.Ф. Тимербаев, А.Р. Хабибуллина, Л.Ш. Асаева, А.С. Калашникова // Деревообрабатывающая промышленность. - 2017. № 1. - С. 33 - 39.

ВЫБОР АППАРАТА ДЛЯ ЖИДКОСТНОЙ ЭКСТРАКЦИИ В АНАЛИТИЧЕСКОЙ ХИМИИ

Идиятов Р. И., Гришин Н. С., Горшунова А. Н.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: rock1994-94@mail.ru

Процесс экстракции является одним из способов разделения жидких смесей, применяющийся в различных отраслях промышленности. Жидкостная экстракция широко используется для извлечения компонентов из разбавленных растворов. Экстракция эффективно используется для выделения в чистом виде различных продуктов органического и нефтехимического синтеза, извлечения редких элементов, очистки сточных вод и т.д.

Преимуществом жидкостной экстракции перед другими процессами разделения, например ректификацией, выпариванием и др. является возможность разделения термически нестойких смесей, извлечения нелетучих компонентов из смеси, находящихся в ничтожно малой концентрации [1].

Жидкостная экстракция представляет собой процесс извлечения вещества, называемого целевым компонентом, из одной жидкой фазы в другую. Две взаимно нерастворимые жидкости и распределяемый между ними целевой компонент образуют экстракционную систему.

Существуют экстракционные системы двух типов:

- 1) органическая фаза – распределяемый компонент – водная фаза;
- 2) органическая фаза – распределяемый компонент – органическая фаза. Распределяемыми (извлекаемыми) компонентами могут быть органические, неорганические вещества и комплексные соединения.

Таким образом, в процессе экстракции участвуют две жидкие фазы экстрагент и исходный раствор. Получаемые после экстракции фазы называются экстрактом и рафинатом.

Центробежные экстракторы используются в тех случаях, когда плотности органической и водной фаз близки и система имеет тенденцию к эмульгированию.

Смешение и разделение фаз в подобных аппаратах осуществляется в поле действия центробежных сил, что позволяет эффективно разделять жидкие фазы и снижать потери растворителя с уносом водной фазой. Необходимо отметить, что время пребывания смеси жидких фаз в центробежных, экстракторах мало (от одной до нескольких секунд), поэтому для случая массообмена, осложненного химической реакцией, применение данной аппаратуры иногда нецелесообразно [2].

При выборе типа экстракционного аппарата для осуществления заданного технологического процесса необходимо учитывать:

- 1) пригодность конструкции, которая определяется физико-химическими характеристиками реагентов (плотность, вязкость, токсичность, концентрация и т.д.), степенью проработки конструкции (наличием результатов опытно-промышленной проверки, использованием в промышленности) и масштабом производства;
- 2) технологичность конструкции, которая определяется удельной производительностью и эффективностью, коэффициентом масштабного перехода (отношением эффективности промышленного аппарата к эффективности лабораторного образца);
- 3) экономичность конструкции, которая характеризуется капитальными (стоимость аппарата, загрузка экстрагента и т.д.) и эксплуатационными (расход электроэнергии, реагентов, стоимость обслуживания и т.д.) затратами [3, 4].

Были выбраны 3 конструкции аппаратов близких для наших целей пробо-подготовки.

Роторно-дисковый экстрактор (рис. 1) представляет собой цилиндрический корпус 1, внутри которого на равном расстоянии друг от друга укреплены неподвижно кольцевые перегородки 2. По оси колонны проходит вертикально вал с горизонтальными плоскими дисками, или ротор 3, приводимый во вращение посредством привода 4. Диски ротора размещены симметрично относительно перегородок 2, причем каждые две соседние кольцевые перегородки и диск между ними образуют секцию колонны. Чередующиеся кольца и диски препятствуют продольному перемещению. К смесительной зоне колонны примыкают верхняя 5 и нижняя 6 отстойные зоны.

Одна из фаз диспергируется с помощью распределителя 7 и затем многократно дробится посредством дисков ротора в секциях колонны. После перемешивания фазы частично разделяются вследствие разности плотностей при обтекании ими кольцевых перегородок, ограничивающих секции колонны. При этом легкая фаза поднимается вверх, а тяжелая фаза опускается книзу и захватывается соответствующими дисками ротора для последующего перемешивания.

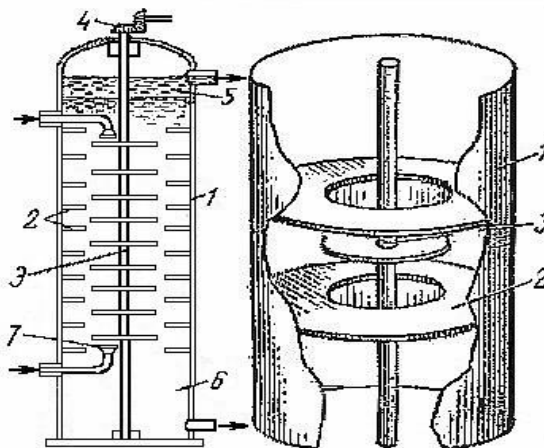


Рис. 1. Схема роторно-дискового экстрактора: 1 – корпус;
2 – кольцевые перегородки; 3 – ротор; 4 – привод;
5, 6 – отстойные зоны; 7 – распределитель легкой фазы

Производительность и эффективность роторно-дискового экстрактора зависит от частоты вращения ротора, соотношения размеров дисков и кольцевых перегородок, расстояния между ними, соотношения расходов фаз.

Недостаток данного аппарата – так называемый масштабный эффект, т.е. существенное увеличение высоты единицы переноса с увеличением диаметра аппарата [5].

Роторно-кольцевой экстрактор без перемешивающих устройств (рис. 2) представляет собой неподвижный внешний цилиндр, в котором вращается концентрически расположенный внутренний цилиндр (ротор) 2. Взаимодействие жидкостей происходит в кольцевом пространстве 3 между цилиндрами.

При вращении ротора со скоростью, большей критической, в роторно-кольцевом экстракторе образуются вихри с осями, направленными тангенциально к вращающемуся цилиндру и перпендикулярно к его оси. Диспергируемая жидкость увлекается вихрями и разрушается ими с образованием мелких капель. При этом необходимо, чтобы материал стенок, ограничивающих кольцевое пространство, предпочтительно смачивался сплошной фазой.

Данный аппарат является наиболее простым из всех экстракторов с механическим перемешиванием фаз. Аппарат представляет интерес для применения в промышленности, ввиду простоты своего устройства и возможности обеспечения кратковременного контакта фаз.

Недостаток данного аппарата не равномерное перемешивание фаз [5].

Роторно-кольцевой экстрактор с перемешивающим устройством (рис. 3) представляет собой роторный экстрактор, состоящий из двух коаксиальных цилиндров, корпус 1 и ротора 2, между которыми размещены зубчатые перегородки 3, закрепленные соответственно на внешней образующей ротора 2, и внутренней поверхности корпуса 1. В верхней части установлена разъемная крышка 4. Привод экстрактора 5 размещен на основании 6. В центре ротора установлен вал 7, который выполнен полым и совмещен с узлом вывода фаз. Подача жидкостей в невращающийся корпус 1 осуществляется через штуцеры для легкой и тяжелой фаз. С целью отбора из зоны сепарации легкой и тяжелой фаз на валу смонтированы отсосные трубки – соответственно 8 и 9. В нижней части ротора установлено насосное устройство 10, выполненное в виде невращающихся отсосных трубок 11. Корпус 1 неподвижно закреплен на основании. Вращение ротора 2 передается от электродвигателя привода 5 с помощью клиноременной передачи [6].

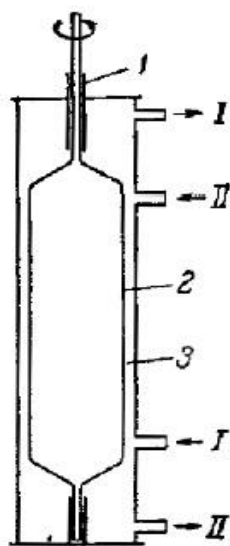


Рис. 2. Схема роторно-кольцевого экстрактора без перемешивающих устройств: 1 – неподвижная гильза для предотвращения возмущения границы раздела фаз; 2 – ротор; 3 – кольцевое пространство; I – легкая жидкость; II – тяжелая жидкость

Роторно-кольцевой экстрактор может использоваться как для непрерывной обработки контактирующих жидкостей, так и для дискретного цикла работы. При непрерывной работе экстрактора жидкости выводятся из аппарата при помощи отсосных трубок. В дискретном цикле аппарат работает в режиме рециркуляции одной или обеих жидкостей, когда выходные концы

отсосных трубок подсоединены к входным штуцерам и, соответственно, по заданному времени жидкости многократно прокачиваются через аппарат. Данный цикл работы экстрактора использован для подготовки проб и концентрирования на месте отбора водных проб в методиках анализа загрязнения объектов окружающей среды.

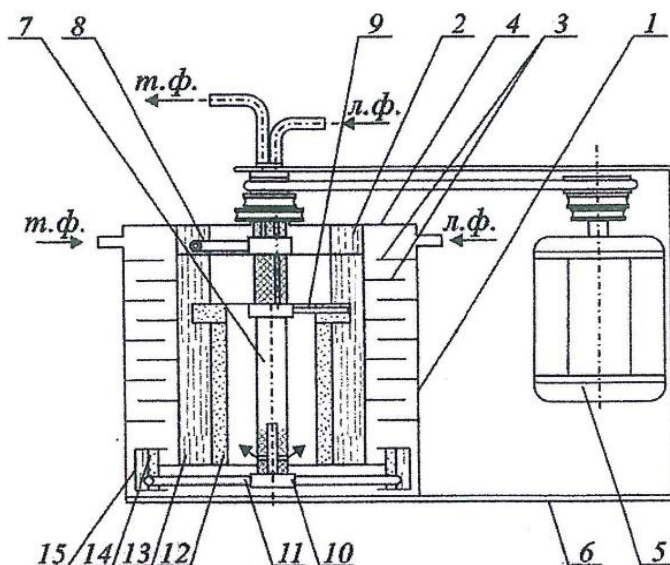


Рис. 3. Схема роторно-кольцевого экстрактора с перемешивающим устройством: 1 – корпус; 2 – ротор; 3 – зубчатые перегородки; 4 – крышка; 5 – электродвигатель привода; 6 – основание; 7 – вал; 8, 9 – отсосные трубки; 10 – насосное устройство; 11 – невращающаяся отсосная трубка; 12, 13 – зоны сепарации легкой и тяжелой фаз; 14, 15 – зоны предварительной сепарации фаз

При разработке конструкции необходимо учитывать следующие факторы:

- возможности обработки жидкостных смесей при широком диапазоне числа оборотов ротора и физико-химических параметров;
- расширении диапазона времени контакта и интенсификация процесса;
- уменьшении уноса дисперсной фазы;
- обработки смесей при повышенной температуре;
- изменяемым диапазоном времени проведения экстракции;
- соотношению фаз – водная проба – растворитель более 5-10;
- необходимость минимального контакта с обрабатываемыми системами.

Таким образом, из рассмотренных нами конструкций аппаратов выбираем роторно-кольцевой экстрактор с перемешивающим устройством (рис. 3) как наиболее подходящий к жидкостной экстракции микропримесей органических веществ при пробоподготовке.

Литература

- [1] Берестовой А.Н., Белоглазов И.М., *Жидкостные экстракторы*. Л.: Химия, 1982. 208 с.
- [2] Гришин Н.С., *Оптимизация аппаратного оформления передвижных аналитических лабораторий*. Изд-во Казанского ун-та, Казань, 2016. 379 с.
- [3] Салин А.А., Горшунова А. Н., Гришин Н.С., *Вестник Казанского технологического университета*, 19, 5, 58- 60 (2016).
- [4] Салин А.А., Горшунова А. Н., Гришин Н.С., *Вестник Казанского технологического университета*, 18, 4, 144-147 (2015).
- [5] Гришин Н.С., Поникаров И.И., *Экстракция в поле переменных сил. Гидродинамика, массопередача, Аппараты*. Изд-во Казанского ун-та, Казань, 2016. 443 с.
- [6] Пат. РФ № 2308309 (2007).

СРАВНИТЕЛЬНЫЙ АНАЛИЗ КОНСТРУКЦИЙ АППАРАТОВ ДЛЯ ЖИДКОСТНОЙ ЭКСТРАКЦИИ В АНАЛИТИЧЕСКОЙ ХИМИИ

Хайрутдинов Р.И., Горшунова А.Н., Гришин Н.С.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: radik_852@mail.ru

Экстракция в системе жидкость – жидкость представляет собой процесс извлечения одного или нескольких компонентов из исходного раствора в несмешивающийся с раствором растворитель, называемый экстрагентом.

Экстракцию широко используют для концентрирования одного или нескольких компонентов, разделения близких по свойствам веществ и очистки. Ее применяют в процессах переработки нефти для разделения ароматических и алифатических углеводородов, в химической технологии, в том числе для разделения изомеров, обезвоживания уксусной кислоты, при получении различных лекарственных препаратов. и др. [1].

Две взаимно нерастворимые жидкости и распределяемый между ними целевой компонент образуют экстракционную систему.

Существуют экстракционные системы двух типов:

- 1) органическая фаза – распределяемый компонент – водная фаза;
- 2) органическая фаза – распределяемый компонент – органическая фаза. Распределяемыми (извлекаемыми) компонентами могут быть органические, неорганические вещества и комплексные соединения.

Таким образом, в процессе экстракции участвуют две жидкие фазы экстрагент и исходный раствор. Получаемые после экстракции фазы называются экстрактом и рафинатом.

Центробежные экстракторы используются в тех случаях, когда плотности органической и водной фаз близки и система имеет тенденцию к эмульгированию.

Смешение и разделение фаз в подобных аппаратах осуществляется в поле действия центробежных сил, что позволяет эффективно разделять жидкие фазы и снижать потери растворителя с уносом водной фазой. Необходимо отметить, что время пребывания смеси жидких фаз в центробежных, экстракторах мало (от одной до нескольких секунд), поэтому для случая массообмена, осложненного химической реакцией, применение данной аппаратуры иногда нецелесообразно [2].

При выборе типа экстракционного аппарата для осуществления заданного технологического процесса необходимо учитывать:

- 1) пригодность конструкции, которая определяется физико-химическими характеристикам реагентов (плотность, вязкость, токсичность, концентрация и т.д.), степенью проработки конструкции (наличием результатов опытно-промышленной проверки, использованием в промышленности) и масштабом производства;
- 2) технологичность конструкции, которая определяется удельной производительностью и эффективностью, коэффициентом масштабного перехода (отношением эффективности промышленного аппарата к эффективности лабораторного образца);
- 3) экономичность конструкции, которая характеризуется капитальными (стоимость аппарата, загрузка экстрагента и т.д.) и эксплуатационными (расход электроэнергии, реагентов, стоимость обслуживания и т. д.) затратами [3, 4].

Были выбраны 4 конструкции аппаратов близких для наших целей пробо-подготовки:

Экстрактор шнековый на рис. 1 состоит из основания 1, снабженного передвижной консолью 2, на которой закреплены электропривод мешалки Д1 с подшипниковым узлом 3 и отсосными трубками 4 и 5. Вращение мешалки от электропривода передается через разъемную муфту сцепления 6. На основании 1 установлен подшипниковый узел 7 и электропривод ротора Д2 с клиноременной передачей 8 и шкивами 9 и 10. Ротор изготовлен в виде цилиндрического экстракционного стакана 11 и коллектора 14. Внутри экстракционного стакана 11 размещается шнековая мешалка 12, вал 13, который подвижно фиксируется в коллекторе 14. Коллектор 14 изготовлен с отверстиями: А - для ввода и вывода жидкостей из экстракционного стакана, отверстие Б - для вывода легкой фазы, а отверстие В - для тяжелой фазы. Коллектор 14 имеет кольцевую перегородку 15. Коллектор и перегородка снабжены переливным устройством в виде поршня 16 с отверстиями, расположенными перпендикулярно оси и друг другу, и совмещены, соответственно, с отверстиями коллектора 14 и перегородки 15. Экстрактор снабжен блоком управления БУ и сборником экстракта 17,

выполненного в виде двух сообщающихся сосудов 18 и 19. Коллектор 14 смонтирован с мешалкой 12 единым разборным узлом. Апробация данной конструкции в методиках анализа органических микропримесей в объектах окружающей среды в системе экологического мониторинга, ветеринарного контроля и защиты растений показала высокую эффективность работы экстрактора.

Данный аппарат обеспечивает следующие преимущества:

- повышение производительности подготовки проб за счет уменьшения времени на пробоподготовку;
- удобство эксплуатации за счет того, что нет необходимости производить сборку - разборку аппарата после обработки каждой пробы;
- увеличение диапазона обрабатываемых смесей за счет рециркуляции растворителя.

Недостатком являются нетехнологичность конструкции и неудобство обслуживания [5].

Экстрактор шнековый дополнительным штуцером для ввода проб на рис. 2 работает следующим образом. Жидкую пробу и растворитель заливают внутрь ротора 9 посредством штуцера 6. Переключающее устройство 8 привода 7 устанавливают на режим перемешивания контактирующих жидкостей шнеком 12. Производится интенсивное перемешивание жидкостей шнеком 12 и происходит экстракция микропримеси органическим растворителем. По истечению времени экстракции останавливают привод 7, переключающее устройство 8 переводят на режим вращения ротора 9. Под действием центробежных сил жидкие фазы образуют жидкостное кольцо в сепарационной зоне 14. Тяжелая фаза занимает периферийную часть кольца, легкая - образует внутренний кольцевой слой. Экстракт с частью пробы переливной трубкой 5 направляется в кольцевую камеру 15, где производится окончательная сепарация жидких фаз, откуда экстракт удаляется из аппарата отсосной трубкой 3. Далее экстракт передают на следующий этап пробоподготовки согласно методики анализа. Отключают привод 7. Проба сливается в сепарационную зону 14. Устанавливают трубку 4 на отбор жидкой пробы. Включают привод 7 и жидкая проба удаляется из аппарата. Промывают контактные поверхности растворителем. Аппарат

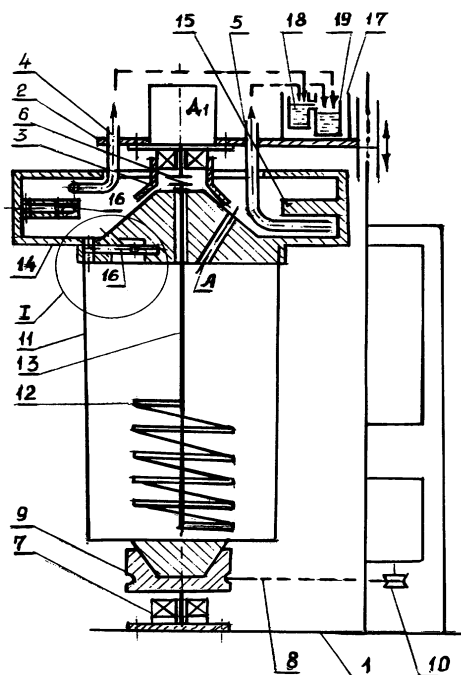


Рис. 1. Схема шнекового экстрактора: 1 – основание; 2 – передвижная консоль; 3, 7 – подшипниковый узел; 4, 5 – отсосные трубки; 6 – разъемная муфта сцепления; 8 – клиноременная передача; 9, 10 – шкивы; 11 – экстракционный стакан; 12 – шнековая мешалка; 13 – вал; 14 – коллектор; 15 – кольцевая перегородка; 16 – переливное устройство; 17 – сборник экстракта; 18, 19 – сообщающиеся сосуды; А – отверстие для ввода и вывода жидкостей из экстракционного стакана; Б – отверстие для вывода легкой фазы; В – отверстие для вывода тяжелой фазы; Д1, Д2 – электродвигатели.

готов к работе. Варьируя положением отсосных и переливных трубок, обеспечивают проведение процессов экстракции и сепарирования в широком диапазоне методик анализа микропримесей

органических соединений с разнообразными объемами проб и видов растворителей. Фиксатор 16 исключает вращение ротора 9 во время работы шнека. Данный аппарат является наиболее простым из всех экстракторов с механическим перемешиванием фаз. Аппарат представляет интерес для применения в промышленности, ввиду простоты своего устройства и облегчения процесса очистки аппарата [6].

Центрифуга лабораторная на рис. 3 состоит из вращающегося корпуса 1 с крышкой 2, коаксиально установленного съемного барабана 3 с крышкой 4, на которой закреплены центробежные клапаны 5 в радиальном направлении. Центробежные клапаны 5 содержат шток 6 с продольным пазом 7 и пружинное устройство 8. Кольцевая полость 9, образованная между корпусом 1 и барабаном 3, снабжена устройствами 10 для слива жидкости (фугата). Вращение аппарата осуществляется от привода 12 посредством клиноременной передачи 11.

Центрифуга лабораторная работает следующим образом. Барабан 2 заполняют обрабатываемой смесью и закрывают крышкой 4 и 2. Включают привод 11. Под действием центробежных сил смесь расслаивается. Легкая фаза (растворитель) образует внутреннее кольцо, а тяжелая фаза (твердая проба) занимает периферийную часть. По мере набирания рабочего числа оборотов аппарата шток 6 центробежного клапана 5 движется в радиальном направлении, продольный канал 7 штока 6 открывает проходное сечение, которое образует сливное отверстие и производится слив жидкой фазы в кольцевую полость 9, где образуется также кольцевой слой ее. По окончании процесса разделения отключают привод 11. Жидкость удаляют через сливное устройство 10. Затем открывают крышку 2, вынимают барабан 3, снимают крышку 4 и удаляют твердую фазу.

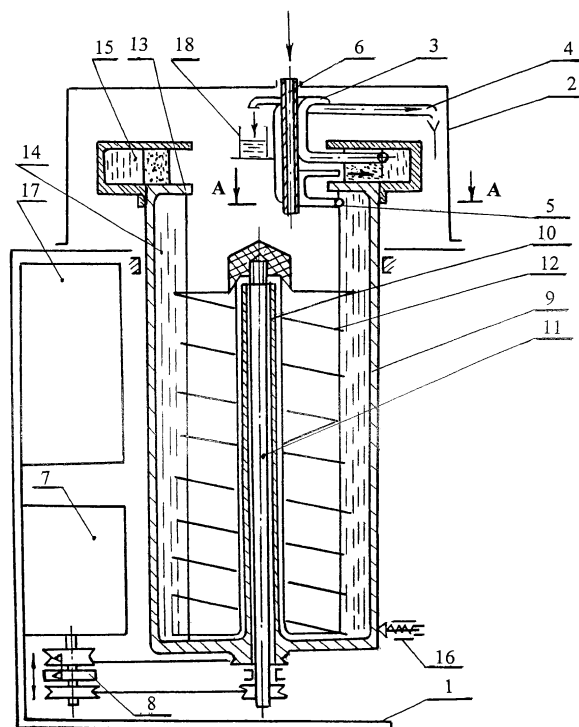


Рис. 2. Схема шнекового экстрактора с дополнительным штуцером для ввода проб:

1 – основание; 2 – крышка; 3, 4 – отсосные трубки; 5 – переливная трубка; 6 – штуцер; 7 – электропривод; 8 – переключающее устройство; 9 – ротор; 10 – соосная втулка; 11 – вал; 12 – шнек; 13 – кольцевой буртик; 14 – сепарационную камеру; 15 – кольцевая камера; 16 – фиксатор; 17 – блок управления; 18 – емкость для хранения экстракта.

Перед сборкой промывают контактные поверхности аппарата. В барабан помещают новую смесь, закрывают его крышкой 4, затем устанавливают в корпус 1, закрывают крышкой 2 и цикл повторяется [6].

Центрифугу лабораторную согласно предлагаемой полезной модели можно использовать как для разделения и концентрирования жидких смесей, так и для выделения из твердых проб микропримесей растворителем. Таким образом, можно осуществлять процессы центрифугирования и

сепарирования. Отсутствие фильтровальной перегородки позволяет потери микропримеси, имеющиеся при наличии ее. Центробежные клапаны за счет заданной инерционности, т.е. заданного режима открытия сливного устройства, создают условия временной задержки слива жидкой фазы до момента окончания процесса разделения. Уровень расположения канала штока устанавливают с учетом уровня слива жидкой фазы в зависимости от вида и объема обрабатываемых систем.

Использование полезной модели устраняет такие недостатки, как:

- расширение диапазона обрабатываемых систем;
- исключение уноса твердых частиц пробы;
- уменьшение потерь микропримесей в процессе обработки [7].

Роторно-кольцевой экстрактор на рис.4 состоит из неподвижного корпуса 1 с тепловой рубашкой 2, крышки 3 с центральным патрубком 4 и отсосными трубками 5 и 6, перекачивающего устройства 7, соединенного штуцерами 8 и 9 с центральным патрубком 4 и корпусом 7, импеллерного устройства в виде зубчатых элементов 10, ротора 11 с коллекторами 12 и 13, радиальными лопатками 14, валом 15 и штуцерами 16 и 17. Роторно-кольцевой экстрактор работает следующим образом. Жидкости раздельно поступают через штуцеры 16 и 17, соответственно, в кольцевой зазор между корпусом 1 и ротором 11, где под действием зубчатых элементов 10 импеллерного устройства интенсивно перемешиваются, перемещаясь вниз по кольцевому зазору, откуда перекачивающим устройством 7 через штуцер 9 производится отбор жидкой смеси из кольцевого зазора, которая поступает через штуцер 17 в центральный патрубок 4 и стекает вниз. Выходя из патрубка 4, жидкая смесь в виде пленки и струй попадает на внутреннюю поверхность ротора 11, где под действием центробежных сил расслаивается, образуя жидкостные кольца. Легкая фаза образует внутреннее жидкостное кольцо, тяжелая занимает периферийную часть у стенок ротора.

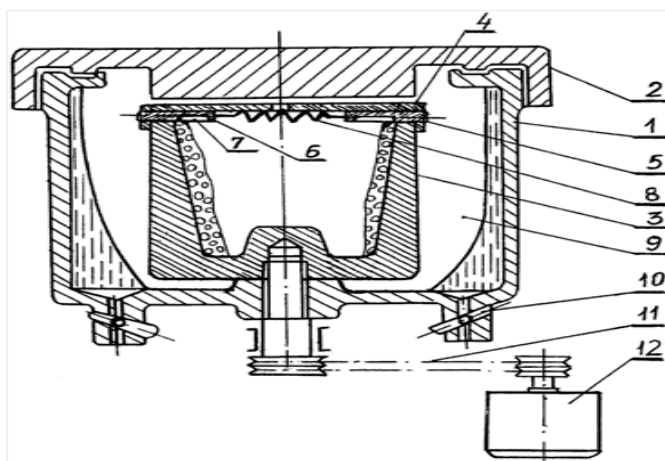


Рис. 3. Центрифуга лабораторная: 1 – корпус; 2 – рубашка; 3 – крышка; 4 – центральный патрубок; 5 – отсосная трубка; 6 – отсосная трубка; 7 – перекачивающее устройство; 8 – штуцер; 9 – штуцер; 10 – зубчатые элементы импеллера; 11 – ротор; 12 – коллектор; 13 – радиальная лопатка; 14 – вал; 15 – штуцер; 16 – штуцер; 17 – штуцер; 18 – привод

Тяжелая фаза образует гидрозатвор, и через кольцевую щель 13 проходит только тяжелая фаза. Легкая фаза сливается в кольцевой коллектор 13 через отверстия «Б». Отсепарированные жидкие фазы выводятся из коллекторов 12 и 13 посредством неподвижных отсосных трубок 5 и 6, соответственно. Лопатки 14 служат для исключения образования застойной зоны между днищем ротора 11 и корпуса 1. Роторно-кольцевой экстрактор может использоваться как для непрерывной обработки контактирующих жидкостей, так и для дискретного цикла работы. При непрерывной работе жидкости выводятся отдельными трубками 5 и 6 из аппарата. В дискретном режиме аппарат работает в режиме рециркуляции одной или обеих жидкостей, когда выходные концы отсосных трубок 5 и 6 подсоединены к входным штуцерам 8 и 9 и, соответственно, по заданному времени жидкости многократно прокачиваются через аппарат. В случае проведения процесса при повышенной температуре или необходимости отвода тепла используют теплообменник 2 [8].

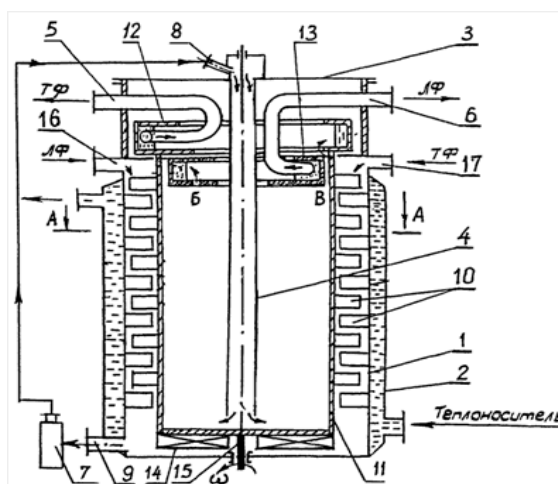


Рис. 4. Роторно-кольцевой экстрактор: 1 – корпус; 2 – ротор; 3 – зубчатые перегородки; 4 – крышка; 5 – электродвигатель привода; 6 – основание; 7 – вал; 8, 9 – отсосные трубки; 10 – насосное устройство; 11 – невращающаяся отсосная трубка; 12, 13 – зоны сепарации легкой и тяжелой фазы; 14, 15 – зоны предварительной сепарации фаз.

Заключение

Таким образом, из рассмотренных нами конструкций аппаратов выбираем шнековый экстрактор с дополнительным штуцером для ввода проб (рис. 2) как наиболее подходящий к жидкостной экстракции микропримесей органических веществ при пробоподготовке.

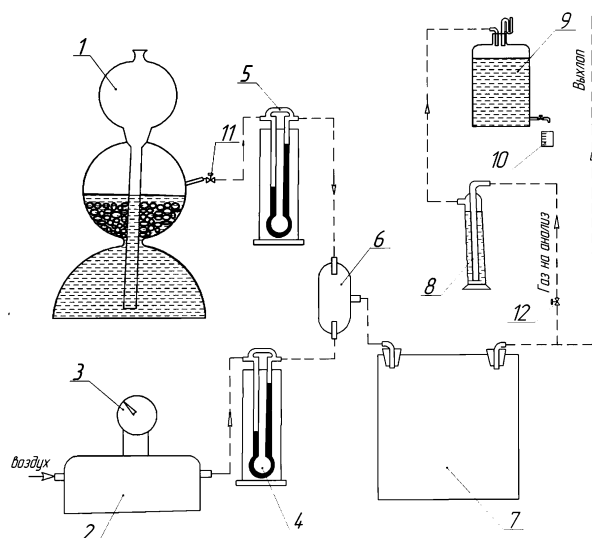
Литература

- [1] Зюлковский З. Жидкостная экстракция в химической промышленности. - Л.; Госхимиздат, 1963. 479 с.
- [2] Гришин Н.С., Оптимизация аппаратного оформления передвижных аналитических лабораторий. Изд-во Казанского ун-та, Казань, 2016. 379с.
- [3] Салин А.А., Горшунова А. Н., Гришин Н.С., Вестник Казанского технологического университета, 19, 5, 58 - 60 (2016).
- [4] Салин А.А., Горшунова А. Н., Гришин Н.С., Вестник Казанского технологического университета, 18, 4, 144 - 147 (2015).
- [5] Пат. РФ № 75954 (2008).
- [6] Пат. РФ № 134070 (2013).
- [7] Пат. РФ № 97944 (2010).
- [8] Пат. РФ № 117825 (2012)

АБСОРБЦИЯ ОКСИДОВ АЗОТА ПРИ ПОЛУЧЕНИИ АЗОТНОЙ КИСЛОТЫ В ЛАБОРАТОРНЫХ УСЛОВИЯХ

Галиакберов И.Ф., Сагдуллин З.Р., Мухтарова Э.Р., Камалова А.А.
Казанский национальный исследовательский технологический университет.
E-mail: galiakberov_96@mail.ru

В процессе абсорбции оксидов азота при концентрации азотной кислоты выше 50% процесс резко замедляется и для его интенсификации требуется воздействие давления, повышение нитрозности газа.



В лабораторных условиях были изучены процессы окисления оксидов азота с последующей их абсорбцией. Окисление проводили на установке, представленной на рисунке.

1-аппарат Киппа; 2-воздухонагнетатель; 3-ЛАТР; 4,5-реометры; 6-смеситель; 7-сосуд для окисления; 8-поглотительная склянка Дрекслера с серной кислотой; 9-аспиратор; 10-мерный сосуд; 11,12-краны. Изменения степени окисления в зависимости от расхода газа представлены в таблице.

Рисунок. Схема лабораторной установки

Таблица. Степень окисления оксидов азота при различных расходах газа

Расход, л/мин	11	16,5	22	27,5	33	38,5	44
α , %	89,65	87,13	83,56	79,1	76,83	73,6	71

Из таблицы видно, что с увеличением расхода воздуха степень окисления снижается линейно.

На основании практических данных имеем, при охлаждении нитрозных газов до 30°C образуется конденсат в виде 50%-ной азотной кислоты. При расчете количества ступеней для процесса абсорбции оксидов азота (концентрация на выходе ниже 0,5% об.) принимаем КПД вихревого абсорбера по литературным данным [1] $\eta=0,8$. Расчет показал, что для достижения такого результата необходимо 8 ступеней.

Кроме того, процесс абсорбции сопровождается экзотермической химической реакцией. Для увеличения скорости и степени абсорбции необходимо снижение температуры газовой и жидкой фаз. В вихревом контактном устройстве большой расход жидкости и эффективное смешение газожидкостного потока максимально увеличивают интенсивность массопередачи. При многоступенчатом движении жидкости и газового потока через вихревые контактные устройства повышаются скорость и степень абсорбции. Также, интенсивное многоступенчатое перемешивание жидкой фазы по ходу движения ее вниз по вихревому аппарату обеспечивает ликвидацию локального перегрева кислоты.

Литература

[1] Махоткин А.Ф. Теоретические основы очистки газовых выбросов производства нитратов целлюлозы / А.Ф. Махоткин. – Казань: Изд-во Казанск. ун-та, 2003. – 268 с.

**СИНТЕЗ НАНОЧАСТИЦ ФЕРРИТА ВИСМУТА
В СТРУЙНОМ МИКРОРЕАКТОРЕ**

Ильина Т.С., Абиев Р.Ш.

Санкт-Петербургский государственный технологический институт.

E-mail: tata508@mail.ru

В последнее время [1] большой интерес проявляется к мультиферроикам – материалам, которые обладают двумя видами упорядочений: ферромагнитным и сегнетоэлектрическим. Мультиферроики находят широкое применение в микроэлектронике, в частности, в спиновой электронике (спинтронике); в сенсорной и СВЧ технике; в устройствах для записи, считывания и хранения информации и др. Одним из первых и хорошо изученных соединений, относящихся к мультиферроикам первого рода, в которых магнетизм и сегнетоэлектричество возникают независимо друг от друга, является феррит висмута. Сегнетоэлектрический переход у BiFeO_3 наблюдается при температуре $T_C = 1043\text{K}$, а антиферромагнитный переход - при $T_N = 643\text{K}$.

Большинство способов получения нанопорошков на основе феррита висмута требуют обработки порошков при высоких температурах, в различных средах, что часто приводит к образованию примесных фаз и оказывает существенное влияние на свойства получаемых материалов.

Независимо от способов получения феррита висмута, процесс его формирования имеет ряд сложностей. К ним относятся, в частности, высокая испаряемость оксида висмута, сопровождающая синтез при повышенных температурах, дефектность структуры вследствие изменения степени окисления железа и висмута при синтезе в различных атмосферах.

Одним из перспективных типов оборудования для получения наночастиц являются микрореакторы. В настоящей работе для исследования особенностей процесса синтеза наночастиц феррита висмута нами был спроектирован и изготовлен микрореактор со сталкивающимися струями в свободном объеме (рис. 1).

Микрореактор изготовлен на основании патента [2]. Исходные компоненты, отвечающие стехиометрии феррита висмута и растворы щелочи, обеспечивающим кислотность среды в диапазоне от 7 до 8, отвечающей условиям соосаждения компонентов, подают в виде тонких струй диаметром от 50 до 1000 мкм со скоростью от 1,5 до 20 м/с, сталкивающихся в вертикальной плоскости под углом 85-95° при температуре от 20 до 30 °С и при давлении близком к атмосферному. Соотношение расходов исходных компонентов задают таким образом, что при столкновении струй образуется жидкостная пелена, в которой происходит быстрое смешение и контакт растворов исходных компонентов с образованием продуктов реакции.

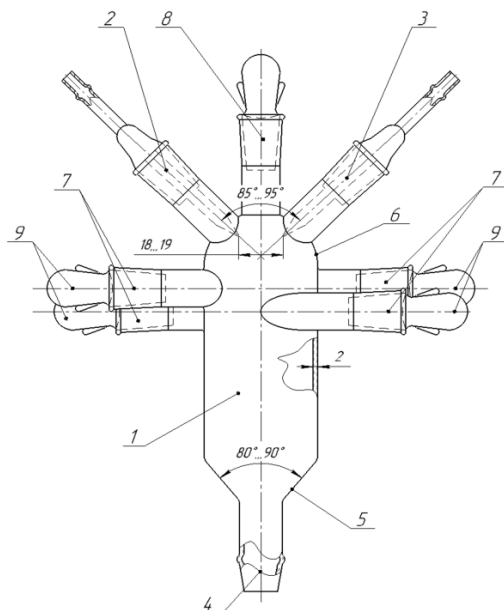


Рис. 1. Микрореактор со сталкивающимися струями: 1 - корпус; 2, 3 - патрубки с соплами для подачи исходных компонентов; 4 - патрубков для отвода продуктов; 5 - коническое днище; 6 - крышка; 7 патрубки для подачи ПАВ и промывной жидкости (при необходимости); 8 -патрубок для подачи продувочного газа; 9 - пробки

Микрореактор (см. рис. 1) содержит корпус 1 и патрубки 2 с соплами 3 для подачи исходных компонентов и патрубков 4 для отвода продуктов, корпус 1 микрореактора имеет цилиндрическую форму с коническим дном 5, крышку 6, патрубки 2 с соплами 3 для подачи исходных компонентов выполнены с возможностью тонкой регулировки направления струи, в крышке 6 соосно корпусу 1 установлен патрубок 8 для подачи продувочного газа, а в днище 5 установлен выпускной патрубок 4 для отвода продувочного газа и продуктов реакции. В цилиндрической части корпуса могут быть установлены два или более патрубков 7 для подачи раствора поверхностно-активных веществ в виде тонких струй диаметром от 10 до 1000 мкм, направленных на жидкостную плену контактирующих растворов исходных компонентов. Через патрубки 7 можно также подавать промывную воду для чистки микрореактора после проведения реакции. Для устранения утечек растворов исходных компонентов и продуктов реакции, в патрубки могут помещаться пробки 9.

Как показали проведенные ранее исследования, данное устройство позволяет снизить температуру и давление, необходимые для проведения синтеза наночастиц феррита висмута, снизить затраты энергии и обеспечить непрерывность процесса с возможностью его осуществления в промышленном масштабе, сократить стоимость оборудования, увеличить выход и селективность процесса, обеспечить оптимальные условия для быстротекущих реакций за счет поддержания стабильных и эффективных гидродинамических условий контактирования реагентов и быстрого отвода продуктов реакции [2].

Схема лабораторная установки, показанная на рис. 2, представляет собой струйный микрореактор 1, в который из колб, содержащих растворы исходных компонентов, находящихся в термостате 5, с помощью насосов 8 через патрубки 2 и 3 подаются растворы. Перистальтические насосы 8 оснащены расходомерами 14 и позволяют выставлять различные режимы подачи. После столкновения двух струй в микрореакторе и протекания реакции, водный раствор с продуктами реакции через выходной патрубок попадает в приемную емкость 12.

При необходимости разбавления полученного продукта в микрореакторе, лабораторная установка оснащена емкостью с промывной водой 13, из которой она, с помощью насоса попадает в боковые патрубки. Продувочный газ подается компрессором 9 в верхний патрубок микрореактора 1. Для ускорения реакции также предусмотрены нагреватели 15, два из которых установлены перед патрубками 2,3, и еще один непосредственно в аппарате, чуть ниже места соударения струй.

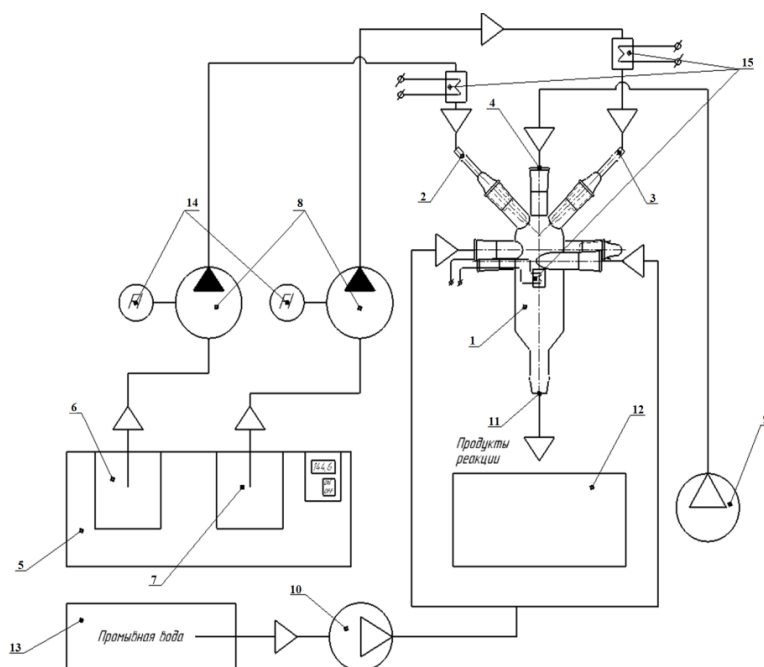


Рис. 2. Общий вид лабораторной установки, где: 1 - струйный микрореактор; 2, 3 - патрубки для подачи реагентов; 4 - патрубок для подачи воздуха; 5 - термостат; 6, 7 - колбы с растворами; 8 - перистальтические насосы; 9 - компрессор; 10 - насос; 11 - выходной патрубок; 12 - приемная емкость; 13 - емкость с промывной водой; 14 - расходомеры; 15 - нагреватели

На лабораторной установке, показанной на рис. 2, проводились опыты при скоростях потоков от 2,5 м/с до 29,7 м/с. Из полученных фотографий (рис. 3) видно, что при самой низкой скорости потока струи, выходящие из сопел диаметром 0,55 мм (левое сопло) и 0,65 мм (правое сопло) сталкиваются, образуя пленку. При увеличении скорости потока, пленка увеличивается по длине и ширине.

Распределение толщины пленки h по площади пелены было рассчитано по формуле [3]:

$$\frac{h \cdot r}{R^2} = \frac{\sin^2 \alpha}{(1 + \cos \theta \cdot \cos \alpha)^2}, \quad (1)$$

где h – толщина пленки (м), r – радиальное расстояние от точки столкновения струй (м), R – радиус струи (м), α – полуугол соударения струй (рад).

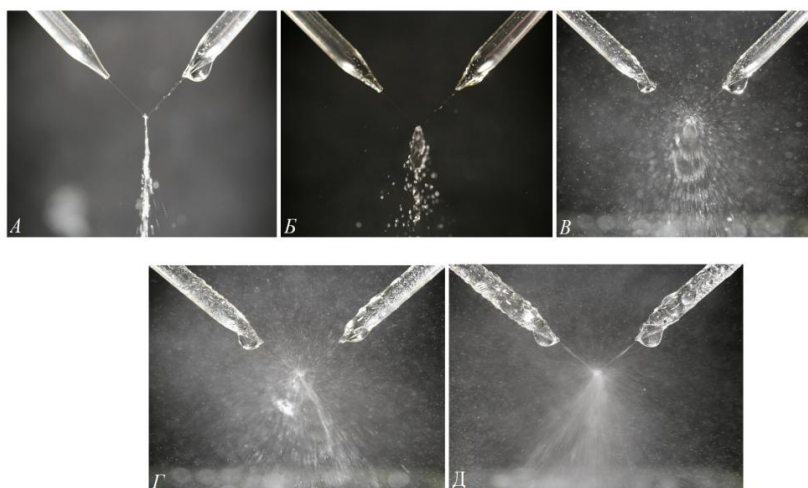


Рис. 3. Потоки, выходящие из сопел диаметром 0,55 и 0,65 мм со скоростями А: 2,5 м/с, Б: 6,2 м/с, В: 10,2 м/с, Г: 15,9 м/с, Д: 27,7 м/с

Все расчеты проводились в программе Mathcad, и после перехода от полярных к декартовым осям координат, мы получили график (рис. 4Б) распределения толщины пленки h в зависимости от величины радиального расстояния r и позиционного угла θ (см. рис. 4А). По результатам проведенных нами расчетов можно сделать вывод, что с увеличением скоростей подачи исходных растворов увеличивается и толщина пленки соударяющихся струй.

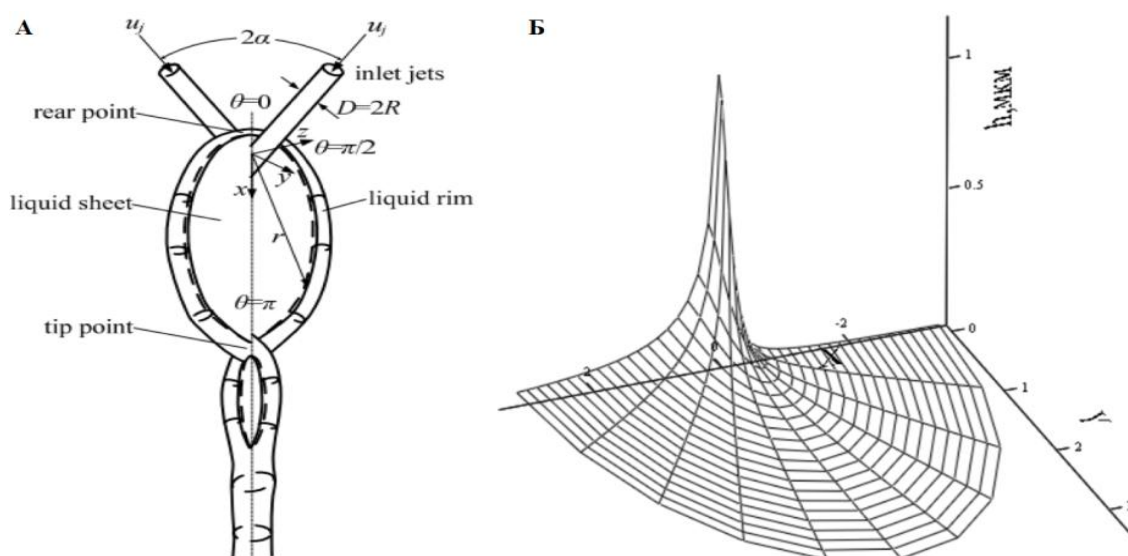


Рис. 4. Модель сталкивающихся струй [3] (А); распределение толщины пленки в декартовых координатах (Б).

Проведя серию экспериментов с разными концентрациями исходных растворов нитратов висмута и железа, мы получили конечный продукт в аморфной фазе (рис. 5). Известно что при гидротермальном синтезе феррит висмута образуется лишь при повышении температуры до 160 °С (и выше) и через длительное время (22 часа при 160 °С и 2 часа при 200 °С). В связи с этим нами принято решение модернизировать лабораторную установку, включив в нее нагревательные элементы (см. рис. 2) и продолжить эксперименты для получения кристаллического BiFeO_3 .

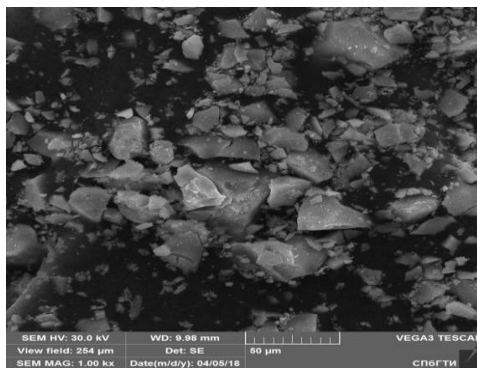


Рис. 5. Снимок СЭМ образца №1 после промывки и сушки (не был растерт в ступке). Остальные образцы имеют подобный вид.

Литература

- [1] Пятаков А.П., Звездин А.К. Магнитоэлектрические материалы и мультиферроики. //УФН. 2012. Т.186. №2. С.593 - 620.
- [2] Абиев Р.Ш., Альмяшева О.В., Гусаров В.В., Изотова С.Г. Способ получения нанопорошков феррита кобальта и микрореактор для его реализации. Патент на изобретение № RU 2625981 С1. Дата публикации: 20.07.2017 Бюл. № 20. Дата начала отсчета действия патента: 16.09.2016.
- [3] Chen X. et al. High-fidelity simulations of impinging jet atomization//Atomization and Sprays. – 2013. – Т. 23. – №. 12.

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ПРОЦЕССА ОСУШКИ ХЛОРА

Мухтарова Э.Р., Махоткин И.А.

Казанский национальный исследовательский технологический университет

E-mail: muhtarova.elza@mail.ru

Влажный хлор разрушает почти все металлы ввиду своей высокой химической активности. Чувствительность к влагосодержащему хлору сложных и дорогостоящих машин для его перекачивания, а также потребность в сухом хлоре на ряде производств, приводит к необходимости осушки хлора до 0,001 % вес. Или 30 мг/м³. Водоотнимающее свойство серной кислоты используют для осушки хлора, причем, чем выше концентрация кислоты, тем она интенсивнее поглощает влагу из газа.

На сегодняшний день процесс осушки хлора производится с применением устаревших насадочных башен, которые достаточно громоздки по своим габаритным размерам и непросты в техническом обслуживании. Они требуют больших капитальных и эксплуатационных затрат, имея при этом ограниченность производительности по газу.

Малая производительность насадочных башен связана с тем, что при поглощении серной кислотой влаги из газа, давление паров воды в газе понижается, и по мере его осушки, уменьшается разница давлений паров воды в газе и равновесного давления паров воды в серной кислоте. Для достижения достаточной скорости поглощения влаги из газа необходимо применять серную кислоту такой концентрации, чтобы давление паров воды над её раствором было значительно ниже паров воды в абсорбируемом газе. Поэтому в промышленности находит применение серная кислота с концентрацией не ниже 95 %. С понижением температуры кислоты давление паров воды над ней уменьшается, следовательно, влага из газа будет извлекаться эффективнее при низких температурах процесса. Абсорбция влаги достаточно экзотермический процесс, при поглощении 1 кг воды выделяется около

900 ккал тепла [1], что приводит к необходимости охлаждения циркулирующей серной кислоты. В процессе абсорбции происходит снижение концентрации кислоты, за счёт её разбавления парами воды, при этом давление паров над ней соответственно повышается, и уже кислота с концентрацией 74 – 76 % малоприспособна для качественной осушки хлора. Поглощение влаги из газа при осушке серной кислотой происходит на поверхности абсорбента, это означает, что, скорость и качество осушки лимитируется подводом реагентов. Для увеличения площади поверхности насадочные башни заполняются различными насадками - кольца Рашига, седла Инталлокс, седла Берля и др., а равномерность протекания кислоты и газа регулируется специальными распределительными устройствами. Увеличение подачи кислоты в башню приводит к повышению скорости поглощения влаги. Однако, подача кислоты ограничена пропускной способностью. Чрезмерная подача абсорбента приведёт к перегреванию поверхности кислоты, и, как следствие, к возникновению десорбции паров воды из кислоты и вылету оксидов серы, неблагоприятно влияющих на коррозионную стойкость аппарата.

На основе изученных тонкостей данного процесса возможна интенсификация процесса. Лучше всего это реализуется в вихревом аппарате [2]. Принципиальной новизной в аппарате является то, что он работает в режиме нисходящего взаимодействия фаз.

Данный способ взаимодействия фаз обладает определенными преимуществами:

- 1) позволяет увеличить пропускную способность аппарата по расходу газа и расходу абсорбента;
- 2) делает возможным уменьшение гидравлического сопротивления аппарата;
- 3) обеспечивается высокий КПД аппарата, вследствие учёта тонкостей протекания процесса;
- 4) обладает высокой надёжностью.

Литература

- [1] Соколовский А.А. Технология минеральных удобрений и кислот. М: Химия, 1979 – 17 с.
- [2] Махоткин И.А. О важнейших научно-технических достижениях кафедры «Оборудование химических заводов» на подходах для комплексного решения сложной и актуальной научно-технической проблемы эффективной очистки газовых выбросов современного мощного производства кальцинированной соды, теплоэлектростанций, химических предприятий и предприятий строительной промышленности/ И.А. Махоткин и др. // Современные проблемы специальной технической химии: Материалы докладов международной научно-технической и методической конференции. – Казань: КГТУ, 2007. – 610 - 617 с.

СИСТЕМА ВАКУУМНОЙ ТЕПЛОИЗОЛЯЦИИ ДЛЯ ДИФфуЗИОННОГО ВАКУУМНОГО НАСОСА

Подножкин А.И., Тюрин А.В., Бурцев С.А.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: podnozhkin95@mail.ru

В современных условиях в области промышленности наблюдается стремление к уменьшению энергозатрат. Согласно энергетической стратегии России до 2020 г., приоритетной задачей является повышение эффективности использования топливно-энергетических ресурсов (ТЭР) и вывод экономики страны на энергосберегающий путь развития [1,2,3]. Наиболее эффективный путь экономии ТЭР ресурсов в промышленности - снижение теплопотерь через ограждающие конструкции за счет повышения уровня их теплозащиты.

Современные перспективы улучшения качества теплоизоляции связывают с использованием вакуумированных материалов. Как известно, теплопроводность различных материалов может быть значительно снижена при помещении их в вакуум. Во многих работах для обеспечения высокого термического сопротивления ограждающих конструкций предлагается использовать полые вакуумные изоляционные панели [4]. В пространстве между стенками панели создается высокий вакуум, и перенос тепла, обусловленный конвекцией и теплопроводностью воздуха, практически исключается. Однако обеспечить высокую степень вакуума в межстеночном пространстве панели в течение срока эксплуатации достаточно сложно, а появление даже небольшого давления приводит к существенному (на порядки) ухудшению теплоизоляции.

Исходя из постепенно растущих требований к сбережению энергоресурсов и спроса на вакуумную теплоизоляцию, зарубежные производители готовы предлагать соответствующую продукцию. Исследование вопроса распространения данного вида теплоизоляции показало, что в ряде европей-

Литература

- [1] Порывай, Г.А. Организация, планирование и управление эксплуатацией зданий* Текст. 7 Ф.А. - Порывай; Mir. Стройиздат, 1983.
- [2] Gaevskaya Z.A., Rakova X.M. Modern building materials and the concept of "sustainability project" // Advanced Materials Research. 2014. No, p. 941 - 944. 825-830.
- [3] Хромова А.О., Шарифуллина А.Р., Гаевская З.А. Рейтинговая система оценки устойчивости зданий и сооружений в г. Санкт-Петербурге // Априори. 2015. С. 10 - 15.
- [4] Данилевский, Л.Н. Вакуумная теплоизоляция и перспективы использования в строительстве / Л.Н. Данилевский // Архитектура и строительство. – 2006 – № 5 – С. 114 – 117.
- [5] Диффузионный насос.

**ПЕРСПЕКТИВНАЯ ТЕХНОЛОГИЯ ПРОИЗВОДСТВА
АЗОТНОЙ КИСЛОТЫ**

Сагдуллин З.Р., Галиакберов И.Ф., Мухтарова Э.Р., Камалова А.А.
Казанский национальный исследовательский технологический университет.
E-mail: sulfat23@yandex.ru

Эффективность переработки оксидов азота в азотную кислоту во многом зависит от конструктивного оформления процесса, его газогидродинамических параметров. Существенное влияние на показатели процесса оказывают высота перелива, диаметр отверстий тарелки, площадь свободного ее сечения. Так, с увеличением высоты перелива возрастает слой пены, увеличивается поверхность контакта фаз жидкость – газ и, как следствие, повышается степень переработки оксидов азота. Например, при увеличении высоты перелива с 50 мм до 150 мм (при абсорбции нитрозного газа, содержащего 4,2% NO_x , со степенью окисления 88 – 91 %, раствора 25,3 % - ной азотной кислоты, при линейной скорости газа 0,3 м/с и давлении 1,5 МПа) степень переработки оксидов азота в кислоту на одной тарелке возрастает с 27 % до 32 %. Степень поглощения оксидов азота повышается также при уменьшении диаметра отверстий тарелки при прочих равных условиях и находится в пределах 10 - 20%. Кроме того, с ростом площади свободного сечения тарелки снижается степень переработки с 3 до 6 % [1]. Изменение всех трех указанных параметров приводит к изменению гидравлического сопротивления тарелки.

Для решения проблемы поверхности контакта реагирующих веществ и существенного снижения гидравлического сопротивления аппарата нами предложено заменить ситчатые тарелки с противотоком фаз на аппараты с вихревыми контактными устройствами с нисходящим потоком фаз.

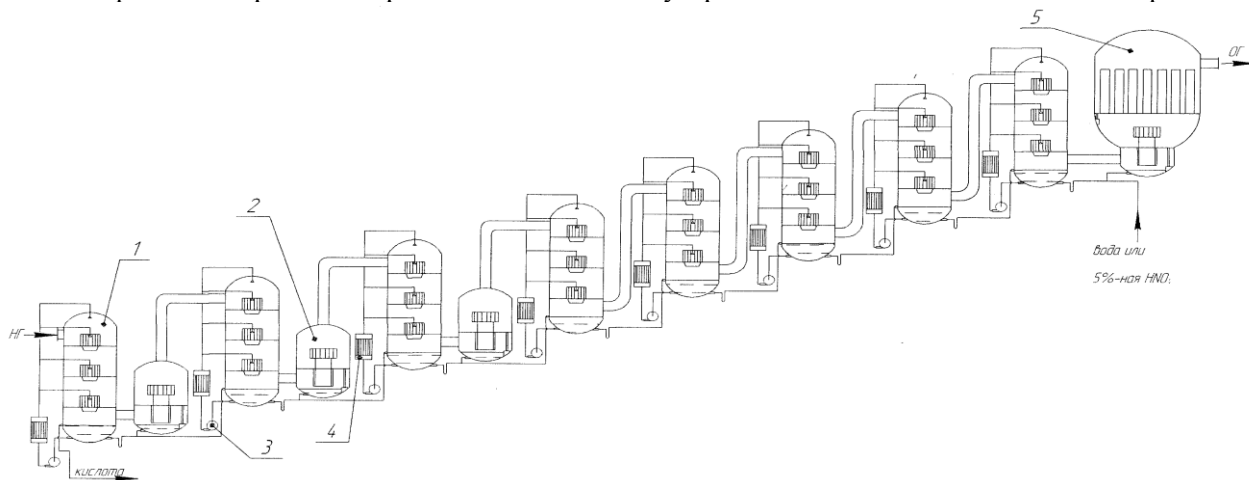


Рисунок. Высокопроизводительная технология абсорбции оксидов азота в вихревых аппаратах для производства слабой азотной кислоты: 1 - вихревой абсорбер, 2 - брызгоуловитель, 3 - циркуляционный насос, 4 - теплообменник, 5 – туманоуловитель

По экспериментальным данным проведен расчет количества ступеней для процесса абсорбции оксидов азота (концентрация на выходе ниже 0,5% об., КПД вихревого абсорбера [2] $\eta=0,8$), который показал, что для достижения такого результата необходимо 8 ступеней.

На рисунке показана перспективна технология получения азотной кислоты.

Газовый поток, содержащий брызги азотной кислоты из вихревого абсорбера 1 поступает в брызгоуловитель 2, в котором помимо улова брызг азотной кислоты происходит и дополнительное окисление оксида азота до диоксида. Уловленная кислота поступает обратно в первый по ходу газа абсорбер, а нитрозные газы поступают на вторую ступень абсорбции. Далее процесс повторяется.

Брызгоуловители ставятся только после первых трех абсорберов, так как разница в концентрации кислоты между 1 и 2, 2 и 3, 3 и 4 абсорберами значительная и попадание большого количества брызг азотной кислоты в следующий аппарат будет негативно сказываться на процессе абсорбции оксидов азота.

После последнего по ходу газа аппарата необходимо установить туманоуловитель, так как после абсорберов нитрозный газ поступает на каталитический реактор для очистки газов от оксидов азота, а брызги и туман будут снижать эффективность катализатора и время его эксплуатации.

Технико-экономический анализ предлагаемой технологии производства азотной кислоты показывает, что по сравнению с действующей технологией ожидается сокращение капитальных затрат.

Литература

- [1] Производство азотной кислоты в агрегатах с большой единичной мощности / В.М. Олевский [и др.]. – М.: Химия, 1985 – 400 с.
- [2] Махоткин А.Ф. Теоретические основы очистки газовых выбросов производства нитратов целлюлозы / А.Ф. Махоткин. – Казань: Изд-во Казанск. ун-та, 2003. – 268 с.

УСТАНОВКА ДЛЯ ПРОВЕДЕНИЯ СВЕРХКРИТИЧЕСКОЙ ФЛЮИДНОЙ ЭКСТРАКЦИОННОЙ РЕГЕНЕРАЦИИ КАТАЛИЗАТОРА LD-145

Хазипов М.Р.*, Гатин Р.С., Сагдеев А.А., Галимова А.Т.

*Нижекамский химико-технологический институт (филиал КНИТУ),
Казанский национальный исследовательский технологический университет**
E-mail: 2351092@mail.ru

Катализ является одним из важнейших направлений химии и химической технологии. Направление наукоемкое и высокотехнологичное. Не случайно, что основной объем высокоэффективных катализаторов в нашей стране приобретает в дальнем зарубежье. Высокая эффективность катализаторов, и, особенно сформированных с использованием редких металлов, сочетаются со столько же высокой их стоимостью. На практике, как правило, дезактивация катализаторов сопровождается процедурой регенерации, что позволяет существенно увеличить срок их эксплуатации. Однако, существующие методы регенерации в качестве своей физико-химической основы имеют окисление и выжиг дезактивирующих катализатор соединений, осуществляемые, как правило, при температурах 450 - 600 °С. Энергозатратность этих процессов сочетается еще одним весомым негативным фактором таким, как изменение структуры носителя катализатора, а иногда и его спекание, определяемое прежде всего высокими температурами. Как следствие, катализаторы в этом случае выдерживают лишь 2-3 цикла регенерации, а далее следует утилизация столь дорогого продукта.

Катализатор LD - 145 используется на ПАО «Нижекамскнефтехим» в процессе селективного гидрирования для очистки пиролизного бензина от ароматических углеводородов, которая осуществляется в две стадии. Первая стадия протекает на палладиевом катализаторе LD - 265 [1], которая предполагает полное удаление нестабильных компонентов пиролизного бензина (диолефинов, алкилароматики, соединений стирола) и частичное удаление олефинов. На второй стадии происходит глубокая очистка ароматической фракции $C_6 - C_8$ от олефинов совместно с гидрообессериванием на никель-молибденовом (LD - 145) и кобальт-молибденовом (HR - 406) катализаторах.

Кроме реакций селективного гидрирования протекают неблагоприятные реакции: такие, как поликонденсация, термическая и каталитическая полимеризация нестабильных соединений, что в результате приводит к образованию коксовых отложений на активной поверхности катализаторов, значительно уменьшающих активность и межрегенерационный период работы катализатора.

На предприятиях химической промышленности для удаления коксовых соединений применяется традиционная окислительная регенерация, заключающаяся в контролируемом выжиге кокса газовыми смесями, содержащими окислители (кислород) и протекающая при температурах катализа и выше. Однако данная регенерация является многостадийной, трудоемкой и энергозатратной.

Поэтому в последнее время ведутся поиски новых способов регенерации, реализуемых в неагрессивных, инертных средах при минимальных энергозатратах. Одним из альтернативных способов регенерации является использование сверхкритического флюидного экстракционного процесса (СКФЭ), который представляется более предпочтительным в силу совокупности уникальных свойств сверхкритических флюидных (СКФ) сред: исключительно низкая вязкость, высокая проникающая и растворяющая способности. Несмотря на то, что в качестве сверхкритических экстрагентов используется достаточно широкий спектр веществ, сверхкритический диоксид углерода (СК - CO_2) является наиболее востребованным и популярным. Это обусловлено его удобными критическими параметрами, инертностью, пожаро- и взрывобезопасностью, а также экологичностью как получаемого продукта, так и производства в целом.

Настоящая работа посвящена исследованию возможности регенерации катализатора селективного гидрирования LD - 145 методом сверхкритической флюидной CO_2 - экстракции.

Образцы отработанного катализатора получены в результате одного отбора с предприятия ПАО «Нижнекамскнефтехим» завода БК при их замене по истечении рабочего цикла.

Экстракционный процесс регенерации с использованием в качестве экстрагента чистого и модифицированного сверхкритического диоксида углерода реализован на экспериментальной установке, схематично представленной на рис. 1 [2, 3].

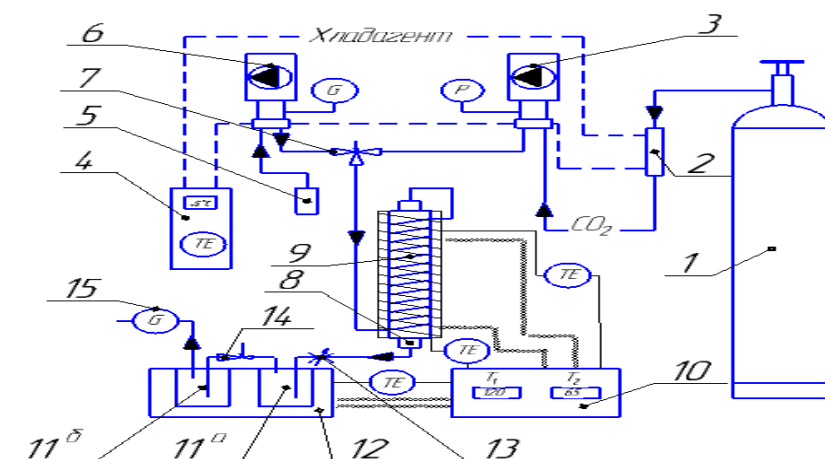


Рис. 1. Схема сверхкритической флюидной CO_2 экстракционной установки. На рис. 1 представлены следующие элементы установки: 1 – баллон с CO_2 ; 2, 4 – холодильный агрегат; 3 – плунжерный насос высокого давления марки «Waters P50A»; 5 – емкость для сорбителя; 6 – плунжерный насос высокого давления марки «LIQUPUMP 312/1»; 7 – трехходовой вентиль; 8, 9 – термостатируемый экстрактор; 10 – измеритель – регулятор температуры; 11а, 11б – сборники экстракта; 12 – термостат; 13, 14 – редукционные клапаны; 15 – газовый счетчик.

Установка включает баллон с CO_2 (1), холодильник (2) для сжижения диоксида углерода, два плунжерных насоса (3 и 6) высокого давления, обеспечивающих подачу экстрагента и сорбителя в экстракционную ячейку (8), и два сборника экстракта (11а и 11б), размещенные в термостатируемой ванне (12). Обратному движению экстрагента и сорбителя в направлении перекачивающих их насосов препятствует использование обратных клапанов.

Кинетика экстракционной регенерации катализатора LD - 145 с использованием СК - CO_2 , представленная на рис. 2 и рис. 3, подтверждает принципиальную возможность и целесообразность использования СКФЭ процесса.

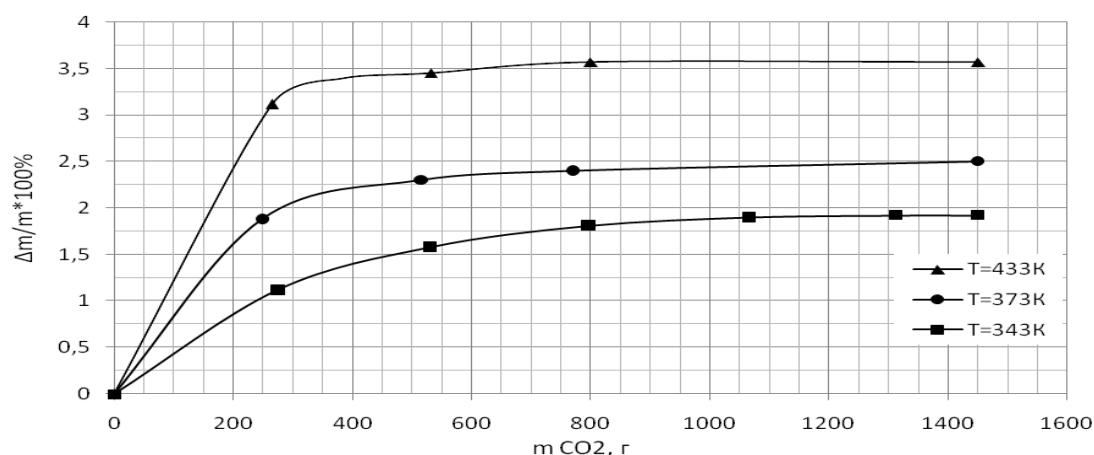


Рис. 2. Кинетика СКФЭ процесса регенерации катализатора LD-145 чистым СК-CO₂ при $P = 10$ МПа

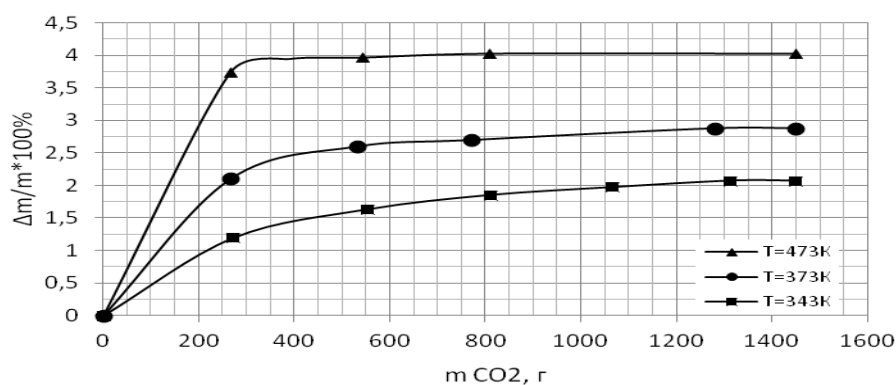


Рис. 3. Кинетика СКФЭ процесса регенерации катализатора LD-145 чистым СК – CO₂ при $P = 20$ МПа

Результаты исследования влияния концентрации соразтворителей разной химической природы на изменение массы катализатора в процессе его регенерации при $T = 473$ К и $P = 20$ МПа представлены на рис. 4. Гексан как соразтворитель оказался более эффективным, нежели ацетон или хлороформ. Концентрация соразтворителей, соответствующая оптимальному значению, т.е. максимальной эффективности процесса регенерации составила 2-4 % масс.

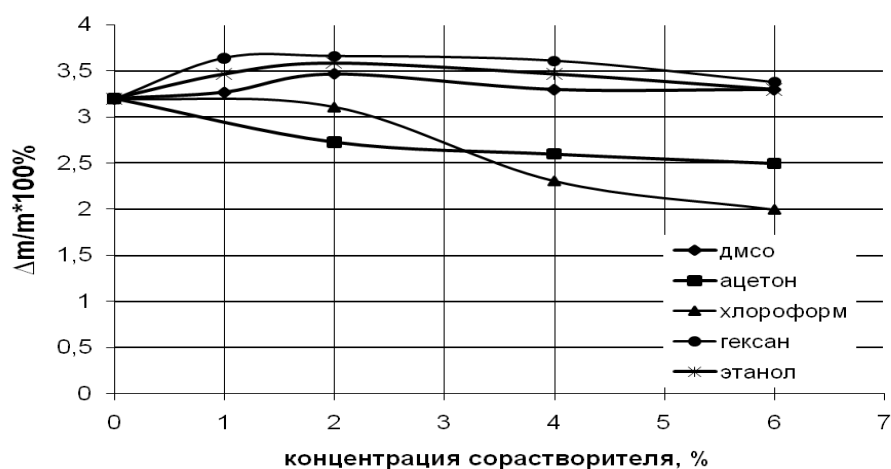


Рис. 4. Влияние концентрации соразтворителей различной природы на изменение массы катализатора в процессе СКФЭ регенерации

На рис. 5 показано изменение массы катализатора в процессе регенерации с использованием сорбителей.

Результаты исследования кинетики СК - CO₂ экстракционного процесса свидетельствуют об удалении дезактивирующих соединений с поверхности отработанного катализатора. Модифицирование СК - CO₂ способствует более полному удалению продуктов уплотнения и обеспечивает восстановление каталитической активности.

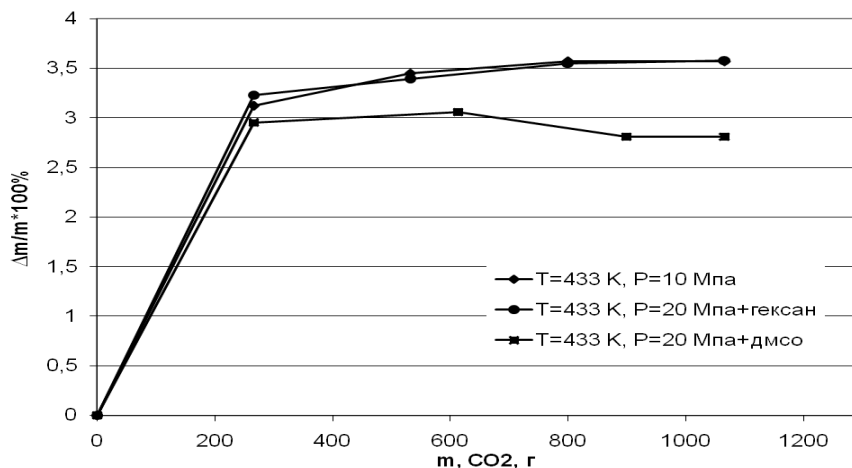


Рис. 5. Кинетика СКФЭ процесса регенерации катализатора LD - 145 модифицированным СК - CO₂

Литература

- [1] Сагдеев К.А., Хазипов М.Р., Галимова А.Т., Сагдеев А.А., Гумеров Ф.М. // Катализ в промышленности. 2015, Том 15, № 6, С. 6 - 13.
- [2] Патент на полезную модель №163707. Оpubл. 13.10.2015.
- [3] Патент на полезную модель №133012 RU. Оpubл. 10.10.2013.

МОДЕРНИЗАЦИЯ УЗЛА ГИДРИРОВАНИЯ ЭТАН-ЭТИЛЕНОВОЙ ФРАКЦИИ

Гумеров И.Ш., Вилохин С.А.

Казанский национальный исследовательский технологический университет

E-mail: tokelay1994@mail.ru

Этилен считается одним из базовых продуктов промышленной химии и стоит в основании ряда цепочек синтеза. Главное направление применения этилена - в свойстве мономера при получении полиэтилена (более крупнотоннажный полимер в всемирном изготовлении). В зависимости от условий полимеризации получают полиэтилены низкого и высокого давления.

По данным в РФ в 2012 году было произведено 3,3 млн. тонн. Крупными российскими производителями являются «Нижекамскнефтехим», «Сибур», «Казаньоргсинтез» и «Ставролен».

Этилен считается сырьем для изготовления оксида этилена, этилацетата, стирола, винилацетата, хлористого винила, применяется в свойстве алкилирующего агента при производстве этилбензола, исходного материала с целью изготовления ацетальдегида и синтетического этилового спирта и т.д.

Инновационные химические технологии требуют не малых финансовложений. Степень расходов сильно зависит от селективности процессов и степени конверсии. На фоне возросшей стоимости энергозатрат, потери продуктов становятся все более весомыми в структуре себестоимости. Отсюда следует, что на оптимизацию процесса влияет вид и свойство катализаторов.

Процессы селективного гидрирования жидких и газообразных фракций пиролиза нефтепродуктов обычно ведутся в присутствии селективных палладиевых катализаторов. Применение неоптимального катализатора приводит к огромным технологическим потерям, в частности, к утратам этилена в результате неселективного гидрирования.

На большинстве отечественных производств, как многотоннажных, так и малотоннажных, применяются в основном активные катализаторы с высоким содержанием палладия [1]. Так, на IV очереди газоразделения на ПАО «Казаньоргсинтез» с целью очищения этан-этиленовой фракции от ацети-

лена применяется катализатор Olemax, содержащий 1,8 – 2% Pd. Реакция проходит в реакторе гидрирования при температуре 100 – 165 °С. Главные недостатки данного катализатора – низкая селективность, сравнительно высокое содержание палладия, протекание побочных реакций олигомеризации этилена и ацетиленов с образованием "зеленого масла". При использовании подобного катализатора невозможно достигнуть необходимой селективности гидрирования, так как не только ацетилен, но и часть этилена гидрогенизируется в этан.

Целью работы было проектирование очистки пирогаза с модернизацией узла гидрирования этан-этиленовой фракции. Модернизация заключалась в подборе катализатора, соизмеримого по активности с известными и обширно используемыми промышленными катализаторами, но обладающего наиболее большой механической прочностью, селективностью и наименьшим содержанием ценных металлов.

В результате проведенного поиска был предложен катализатор селективного гидрирования ацетиленовых и диеновых углеводородов в C_2 - C_5 - углеводородных фракциях. Он представляет собой алюмооксидную основу со следующим содержанием компонентов: палладий - 0,03, промотор (Co) - 0,15, сопромотор (Bi) - 0,20, алюмооксидный носитель – остальное. Промотор на носителе закреплен в оксидной форме до активного компонента. Частицы палладия закреплены на носителе в нулевой степени окисления в электронном состоянии валентных орбиталей своих атомов. Преимуществом данного катализатора является более высокая селективность (69,2 %) по сравнению с действующим. В результате этого, выход этилена увеличился с 4353,23 до 4398,43 килограмм в час. Также предлагаемый катализатор имеет меньшее содержание палладия (0,03% масс.) по отношению к используемому в данный момент на производстве (0,07% масс.) [2]. Применение данного катализатора позволит увеличить выход этилена и приведет к экономической выгоде производства.

Катализатор обладает следующими преимуществами: процесс гидрирования ацетиленов проводится при более низких температурах 40 – 70 °С против 50 – 200 °С, что сокращает образование «зеленого масла», никак не приводит к спеканию катализатора, а кроме того разогреву стенок металла и разрыву агрегата. Помимо этого, представленный катализатор обладает более высокой селективностью и наименьшим содержанием ценного металла [3].

Схема узла гидрирования этан-этиленовой фракции представлена на рис.1. Технологическая схема получения этилена включает узел отделение «зеленого масла» и осушка этан-этиленовой фракции 3d модель реактора представлена на рис. 3.

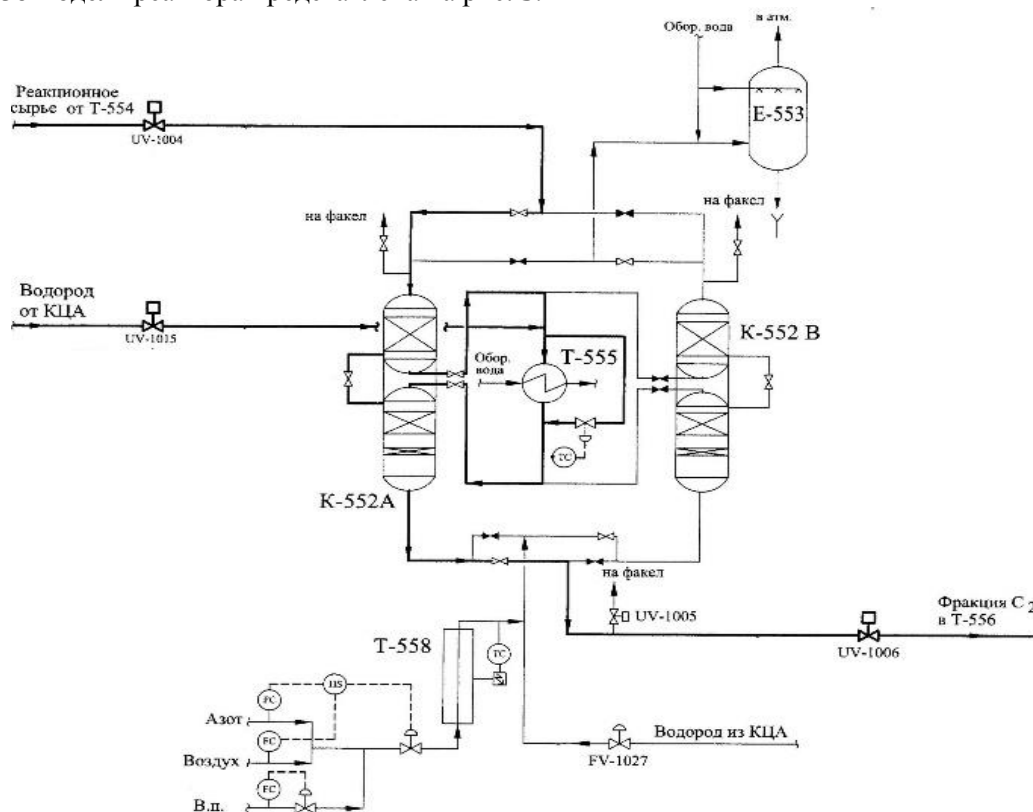


Рис. 1. Технологическая схема реакционного узла гидрирования этан-этиленовой фракции

Литература

- [1] Муллахметов, А. Г. Гидрирование ацетилена в этан- этиленовой фракции на новом палладиевом катализаторе: дис. ... канд. техн. наук: 05.17.04: защищена 22.01.00: утв. 15.07.00 / Муллахметов Айрат Гильмуллаевич. – Казань, 2000. – 113 с.
- [2] Катализатор гидрирования ацетилена в этан-этиленовой фракции. / Парфенов А. Н., Юсупов Н. Х., Габутдинов М. С.; заявитель и патентообладатель Парфенов А. Н. – № 98114420/04; заявл. 15.07.98; опубл. 20.02.00, Бюл. № 5. – 321 с.
- [3] Ламберов А. А. Исследование кислотно-основных свойств модельных Pd/Al₂O₃ систем различными физико- химическими методами. / Ламберов А. А., Халилов И. Ф., Ильясов И. Р., Бикмурзин А. Ш., Герасимова А. В., – 2011. – Т. 14, № 13. – С. 24 – 35.

ХИМИЧЕСКАЯ ВОДОПОДГОТОВКА НА КАЗАНСКОЙ ТЭЦ - 2

Гурьянова Д.В., Хасанова В.К.

*Казанский национальный исследовательский технологический университет
E-mail: valerya29.11@mail.ru*

Деятельность любого объекта техносферы сопряжена с выделением многочисленных жидких, твёрдых и газообразных отходов производства. Особое место в этом списке занимают промышленные сточные воды, то есть жидкие отходы, возникающие в технологических процессах. Их источниками могут быть различные предприятия, транспорт, ГЭС, ТЭЦ и многое другое.

Применяются различные способы очистки сточных вод на объектах экономики. Рассмотрим метод обессоливания воды на Казанской ТЭЦ - 2.

В настоящее время производство обессоленной воды на тепловых электростанциях осуществляется в основном химическими методами, что связано со значительными производственными издержками и вредным воздействием на водоисточники из-за потребления большого количества химреагентов и ионообменных смол, которые с отработанными регенерационными растворами сбрасываются в водоемы. Поэтому задачи удешевления подготовки обессоленной воды и снижения сбросов солей в водоемы для энергосистемы весьма актуальны и своевременны.

В 2006г. по результатам анализа работы водоподготовительной установки и водно-химического режима теплоэнергетического оборудования рекомендовано проработать вопрос реконструкции ХВО на более эффективную и современную технологию.

В июне 2010 г., после проведения изыскательских работ и разработки проектной документации, начато строительство новой химводочистки Казанской ТЭЦ - 2.

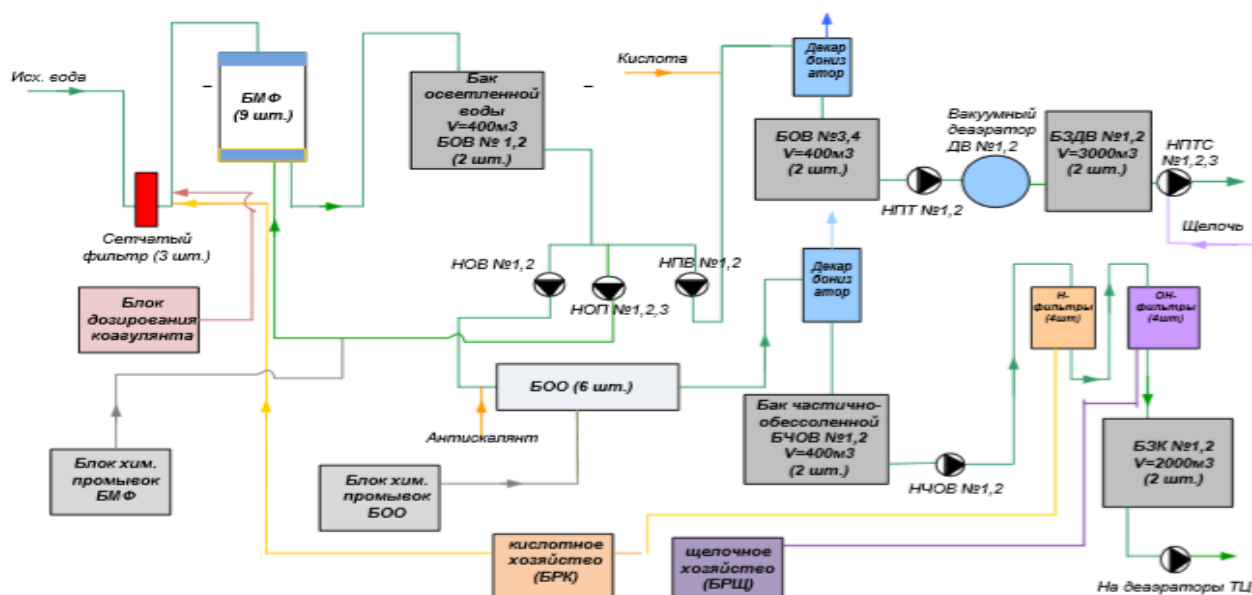
В качестве исходной воды для обессоливающей установки на Казанской ТЭЦ - 2 используется волжская вода, относящаяся к водам средней минерализации (200 - 500 мг/л). Перманганатная окисляемость средняя (3 - 6 мг О/дм³), бихроматная окисляемость (ХПК) изменяется в широком диапазоне (15 - 50 мг О/дм³). Доля техногенных органических веществ составляет от 20 до 80 %.

Общепринятой в энергетике технологической схемой предварительной очистки воды является традиционная технология: коагуляция в осветлителях и доочистка на механических фильтрах с зернистой загрузкой. Существенным недостатком традиционной технологии является возможность выноса шлама из осветлителя при незначительных изменениях параметров процесса (расход, температура, дозы реагентов и др.). При этом увеличивается нагрузка на механические и ионитные фильтры, а также возможен проскок взвеси и, соответственно неудовлетворительное качество осветленной воды.

Технология мембранной фильтрации по сравнению с традиционной технологией позволяет получить осветленную воду значительно лучшего качества по таким показателям как цветность, мутность, взвешенные вещества, окисляемость, железо.

На основании преимуществ перед традиционными методами для предварительной очистки воды в качестве основного технологического решения выбрана технология микрофильтрации. Данный метод позволяет получать осветленную воду высокого качества.

Метод микрофильтрации позволяет задерживать взвешенные и коллоидные частицы размером крупнее 0,1 мкм и обеспечивает довольно высокую степень осветления воды. Методом микрофильтрации из воды удаляются взвешенные частицы, коллоиды, бактерии и крупномолекулярные органические вещества. Коагулирование воды перед мембраной существенно увеличивает эффект осветления и степень извлечения органических соединений.



гентов, прост в эксплуатации и занимает небольшие площади. Недостатком обратного осмоса является большой расход воды на собственные нужды.

Наиболее целесообразно использовать комбинированный метод, в две стадии – на первой стадии основную часть солей удаляют при помощи технологии обратного осмоса, на второй – финишная очистка методом ионного обмена с противоточной регенерацией.

Осветленная вода после БМФ направляется в баки осветленной воды $V=400 \text{ м}^3$ (2 шт.). С баков осветленной воды БОВ №1, 2 вода подается на установку обратного осмоса для получения частично-обессоленной воды. Установка обратного осмоса (размер пор мембраны $0,0001 \text{ мкм}$) на стадии частичного обессоливания воды предназначена для эффективного удаления растворенных примесей.

Для борьбы с отложением на мембранах обратного осмоса малорастворимых солей кальция, магния, органических веществ в исходную воду перед блоком вводятся специальные добавки – антискалянты (различные ингибиторы).

После блоков обратного осмоса частично обессоленная вода направляется через декарбонизаторы в баки частично обессоленной воды (ЧОВ). Для получения обессоленной воды, удовлетворяющей нормам ПТЭ для питания энергетических котлов воду необходимо до очистить на установке ионного обмена. С баков ЧОВ частично обессоленная вода подается на установку ионного обмена. Установка ионного обмена предназначена для доочистки воды после установки обратного осмоса до требуемых показателей качества обессоленной воды, приведённых в таблице.

Таблица. Качественные показатели обессоленной воды

Показатель	Значение
Общая жесткость, мкг-экв/ дм^3	$< 0,2$
Содержание кремниевой кислоты, мкг/ дм^3	< 20
Содержание соединений натрия, мкг/ дм^3	< 15
Содержание железа, мкг/ дм^3	< 1
Содержание меди, мкг/ дм^3	< 5
Удельная электрическая проводимость, мкСм/ см	$< 0,5$

Установка ионного обмена представляет собой гребенку из четырех параллельно включенных противоточных Н-катионитных фильтров, четырех параллельно включенных противоточных ОН - фильтров, узлов приготовления и подачи регенерирующих растворов, системы трубопроводов, насосов и системы контроля и управления технологическим процессом.

Обессоливание воды путем ионного обмена заключается в последовательном фильтровании через Н - катионитный, а затем ОН - фильтры. Эффективность обессоливания, сокращение удельных расходов реагентов, объема стоков достигается за счет применения современной противоточной технологии ионирования. При этом высокое качество очистки воды до требуемых показателей качества обессоленной воды обеспечивается одной ступенью ионирования.

После очистки на Н - ОН фильтрах обессоленная вода поступает в существующие баки обессоленной воды БЗК №1, 2 ($V = 2000 \text{ м}^3$). С баков БЗК №1, 2 ($V = 2000 \text{ м}^3$) насосами подачи обессоленной воды вода подается в распределительный коллектор турбинного цеха.

Таким образом, ввод в эксплуатацию современной химводоочистки позволил:

- сократить объемы хранения опасных веществ (кислота, щелочь), что повысило безопасность производства;
- сократить расход химических реагентов на очистку воды (расход серной кислоты снизился в 2,5 раза, щелочи в 2,3 раза);
- исключить полностью такие химические реагенты, как известь негашеная (прежнее потребление 450 т), купорос железный (прежнее потребление 160 т), что положительно сказывается на показателях качества сточных вод с ХВО;
- вывести из эксплуатации и демонтировать комплекс старых зданий на общей площади около 2700 м^2 ;
- сократить численность обслуживающего персонала 15 человек.

Литература

- [1] Мингазетдинов И.Х., Зареева Н.А., Кулаков А.А., Мембранный половолоконный аппарат. 2009.
- [2] Тунакова Ю.А., Галимова А.Р., Шмакова Ю.А. // Вестник Казанского технологического университета. – 2012, с. 83 - 86.
- [3] Галимова А.Р., Мингазетдинов И.Х., Глебов А.Н. Журнал экологии и промышленной безопасности. – 2010, с.47 - 50.

ПРИМЕНЕНИЕ ДОПОЛНИТЕЛЬНЫХ ПЕРЕГОРОДОК ДЛЯ ПОВЫШЕНИЯ ЭФФЕКТИВНОСТИ КОЖУХОТРУБЧАТОГО ТЕПЛООБМЕННИКА

Махмутова Д.М., Ризванов Р.Г.

Уфимский государственный нефтяной технический университет.

E-mail: tna@rusoil.net

Коэффициент теплопередачи кожухотрубчатых теплообменников меньше, чем у других видов теплообменного оборудования. В связи с этим, актуальным направлением является повышение энергетической эффективности кожухотрубчатого теплообменника применением дополнительных перегородок. Данный метод рассматривается авторами статей [1, 2].

Дополнительная перегородка представляет собой пластину с отверстиями для монтажа в трубном пучке и размещается между поперечными перегородками. Функционально она выполняет роль отбойника, преграждая путь части основного потока и направляя ее вдоль поперечной перегородки для сужения застойной зоны.

Исследование влияния формы и расположения дополнительной перегородки на коэффициент теплопередачи и гидравлические потери в межтрубном пространстве теплообменника проводилось методом вычислительной гидродинамики, реализованном в модуле конечно-элементного расчета ANSYS CFX [3, 4]. Конечно-элементная модель представляет собой проточную часть межтрубного пространства (один шаг расположения поперечных перегородок) кожухотрубчатого теплообменника диаметром 400 мм с шахматным пучком труб диаметром 20 мм, расположенных с шагом 26 мм. Расстояние между поперечными перегородками 385 мм.

Для достижения наибольшей энергетической эффективности кожухотрубчатого теплообменника были рассмотрены различные варианты размещения дополнительных перегородок разных форм. Формы рассмотренных перегородок представлены на рис. 1.

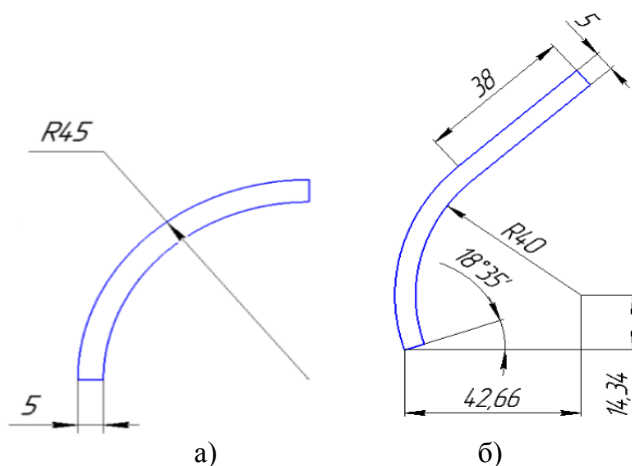


Рис. 1. Формы перегородок

Сравнение теплогидравлических характеристик проводилось относительно исходного наилучшего варианта размещения плоских дополнительных перегородок [2]: три прямые перегородки толщиной 6 мм, расположенные с шагом 80 мм (рис. 2, а).

В случае дополнительных перегородок, представленных на рис. 1, а, наибольший коэффициент энергетической эффективности получен при размещении трех перегородок с шагом 90 мм на разной высоте (рис. 2, б), а в случае дополнительных перегородок, представленных на рис. 1, б – при размещении двух перегородок на разной высоте, на расстоянии 166 мм от основной перегородки, с шагом 100 мм (рис. 2, в).

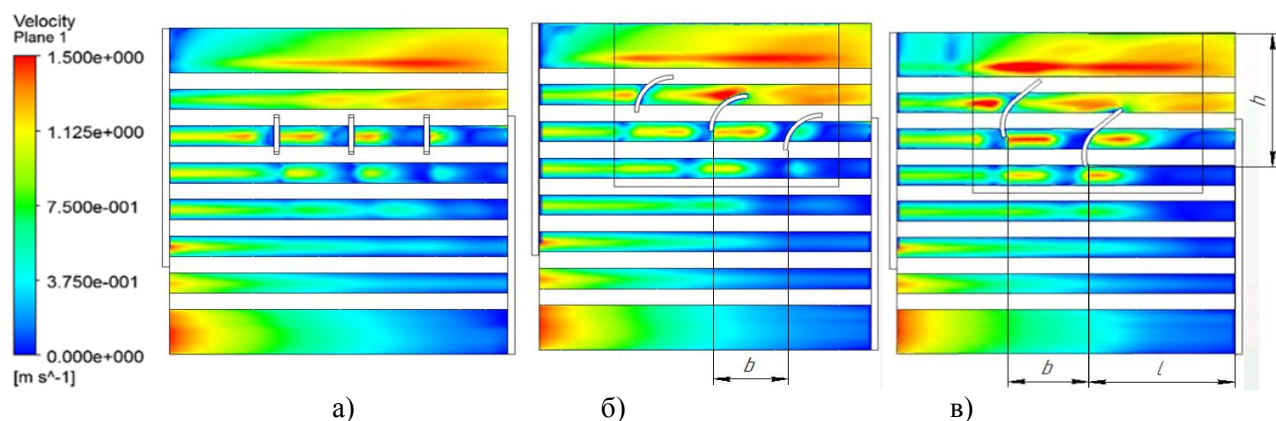


Рис. 2. Распределение скоростей в промежутке между двумя поперечными перегородками при установке различных дополнительных перегородок: а) прямые перегородки; б) изогнутые перегородки по рис. 1, а; в) изогнутые перегородки по рис. 1, б

Были рассчитаны теплогидравлические характеристики, которые представлены в табл. 1.

Табл. 1. Теплогидравлические характеристики

Характеристики	Прямые перегородки (рис. 2, а)	Изогнутые перегородки (рис. 2, б)	Изогнутые перегородки (рис. 2, в)
Тепловая энергия, Вт	$1668 \cdot 10^2$	$1577 \cdot 10^2$	$1713 \cdot 10^2$
Механическая энергия, Вт	16,58	15,61	16,01
Коэффициент теплопередачи, Вт/м ² ·К	209,5	198,2	215
Перепад давления, Па	1584	1491	1530
Коэффициент энергетической эффективности	10060	10100	10700

По результатам расчета, наилучшим вариантом, с точки зрения энергетической эффективности, является вариант, представленный на рис. 2, в.

Была разработана масштабная конечно-элементная модель, которая представляет собой межтрубное пространство кожухотрубчатого теплообменника диаметром 400 мм с шахматным пучком труб диаметром 20 мм, длиной 2000 мм, расположенных с шагом 26 мм. Расстояние между поперечными перегородками 385 мм.

Было проведено сравнение теплогидравлических характеристик следующих расчетных моделей межтрубного пространства теплообменника:

- без дополнительных перегородок (распределение скоростей показано на рис. 3, а);
- с прямыми дополнительными перегородками (рис. 3, б);
- с дополнительными перегородками выбранной изогнутой формы (рис. 3, в).

Теплогидравлические характеристики представлены в табл. 2.

Сравнение наилучшего третьего варианта с конструкцией без дополнительных перегородок представлено в табл. 3.

Применение в конструкции кожухотрубчатых теплообменных аппаратов дополнительных перегородок-отбойников способствует улучшению теплогидравлических характеристик конструкции и увеличению тепловой эффективности, а также позволяет увеличить расстояние между основными поперечными перегородками, соответственно уменьшить их количество, снизить стоимость теплообменного аппарата.

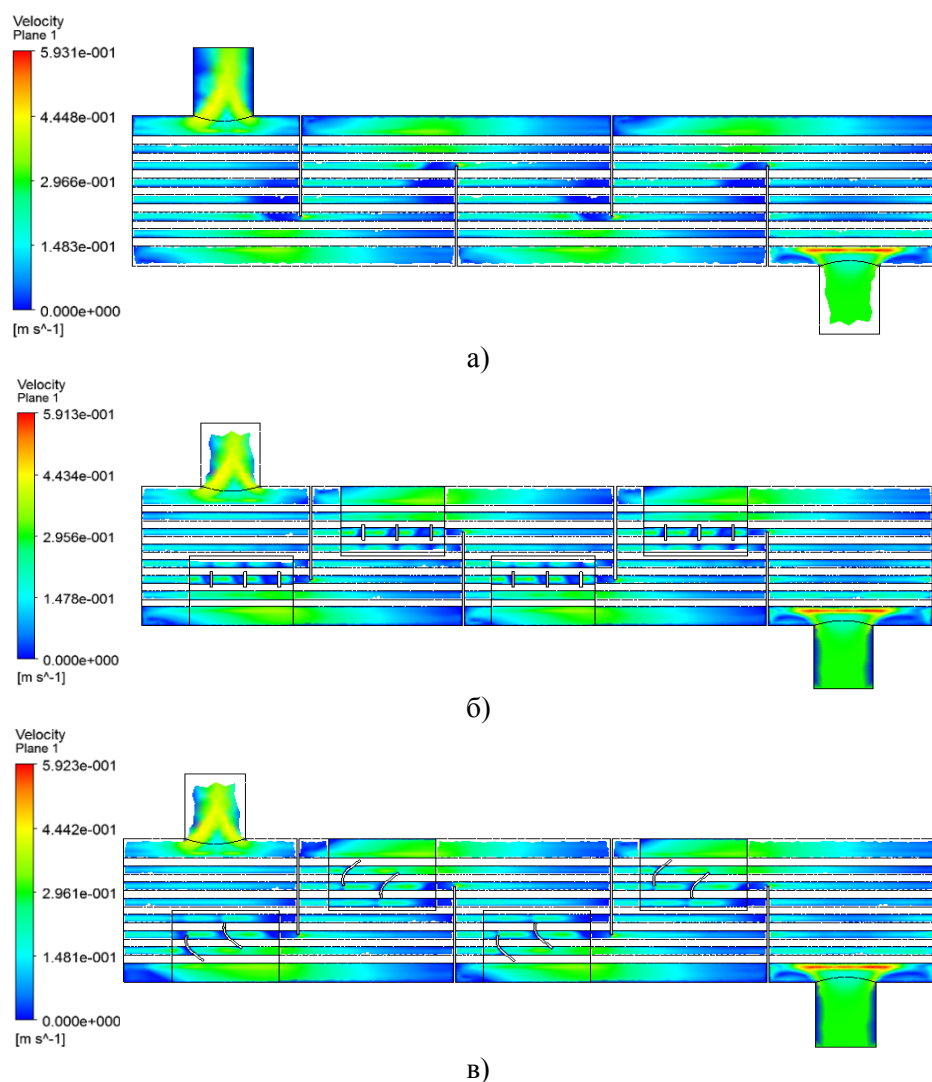


Рис. 3. Распределение скоростей в межтрубном пространстве кожухотрубчатого теплообменника

Табл. 2. Теплогидравлические характеристики

Характеристики	Без перегородок	С тремя прямыми	С двумя изогнутыми
Тепловая энергия, Вт	$4546 \cdot 10^2$	$4653 \cdot 10^2$	$4623 \cdot 10^2$
Механическая энергия, Вт	1,555	1,562	1,53
Коэффициент теплопередачи, Вт/м ² ·К	103,6	106,9	106,3
Перепад давления, Па	596,3	599,1	586,8
Коэффициент энергетической эффективности	292400	297800	302200

Табл. 3. Сравнение теплогидравлических характеристик

Характеристики	Без перегородок	С двумя изогнутыми	Δ , %
Тепловая энергия, Вт	$4546 \cdot 10^2$	$4623 \cdot 10^2$	1,66
Механическая энергия, Вт	1,555	1,53	-1,61
Коэффициент теплопередачи, Вт/м ² ·К	103,6	106,3	2,54
Перепад давления, Па	596,3	586,8	-1,59
Коэффициент энергетической эффективности	292400	302200	3,24

Литература

- [1] Четверткова, О.В. Влияние расстояния между поперечными перегородками и высоты выреза перегородки на тепловую эффективность кожухотрубчатого теплообменника / О.В. Четверткова, Р.Г. Ризванов, Р.Р. Чернятьева // Электронный научный журнал «Нефтегазовое дело». – 2015. – № 6. – С. 452 - 465. URL: http://ogbus.ru/issues/6_2015/ogbus_6_2015_p.452-465_ChetvertkovaOV_ru.pdf.
- [2] Четверткова О.В., Ризванов Р.Г. Влияние конструктивных зазоров на интенсивность теплообмена и гидравлическое сопротивление кожухотрубчатого теплообменного аппарата // Нефтегазовое дело. – 2012. – №3. – С. 109 - 112.
- [3] Четверткова О.В., Миронов А.В., Ризванов Р.Г., Шарафиев Р.Г. Верификация конечно-элементной модели кожухотрубчатого теплообменного аппарата// Электронный научный журнал «Нефтегазовое дело». – 2015. – №3. – С. 452 - 465. URL: http://ogbus.ru/issues/3_2015/ogbus_3_2015_p.452-465_ChetvertkovaOV_ru.pdf.
- [4] Четверткова, О.В. Применение дополнительных перегородок для повышения эффективности кожухотрубчатых теплообменников / О.В. Четверткова, Р.Г. Ризванов, А.М. Файрушин // Нефтегазовое дело: электрон. науч. журн. – 2017. – № 3. – С. 67 - 83. URL: http://ogbus.ru/issues/3_2017/ogbus_3_2017_p.67-83.

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ТЕПЛООБМЕНА В КОЖУХОТРУБЧАТЫХ ТЕПЛООБМЕННЫХ АППАРАТАХ

Сквознов М.А., Ризванов Р.Г.

Уфимский государственный нефтяной технический университет.

E-mail: Skvoznov.m@mail.com

На большинстве предприятий топливно-энергетического комплекса, а также во многих отраслях промышленности невозможно обойтись без процесса теплообмена. Для осуществления данного процесса применяют различные виды теплообменных аппаратов.

Наибольшее распространение получили кожухотрубчатые теплообменные аппараты, несмотря на более низкую эффективность и большие габариты по сравнению с пластинчатыми теплообменниками. Широта их применения обусловлена разнообразием типов и вариантов исполнения для различных условий эксплуатации, надежностью и хорошей ремонтопригодностью. Кожухотрубчатые теплообменники применяются в широких диапазонах температур и давлений, для коррозионно-активных сред, поэтому для дальнейшего их активного использования необходимо искать пути увеличения их эффективности.

Перспективным способом считается повышение коэффициента теплоотдачи межтрубного пространства за счет организации в нем винтового движения [1].

На сегодняшний день предлагаются различные конструкции теплообменных аппаратов, в которых винтовое движение обеспечивается размещением плоских перегородок различной формы перпендикулярно оси труб или под углом к ним. Наглядным примером таких конструкций является теплообменный аппарат с геликоидными перегородками.

Однако такое расположение перегородок не обеспечивает винтового движения, так как присутствуют потоки, которые отклоняются от основного движения, уменьшая эффективность аппарата.

В данной работе рассматривается применение сплошной перегородки винтовой формы. Перегородка состоит из сегментов, которые устанавливаются последовательно. Перегородка такой формы будет обеспечивать винтовое движение теплоносителя по межтрубному пространству без отклонения от движения. Изготовление такой перегородки значительно сложнее, чем изготовление сегментных перегородок, но ее применение позволит существенно снизить эксплуатационные расходы и увеличить интенсивность теплообмена. Модель винтовой перегородки представлена на рис. 1.

Для определения целесообразности применения перегородки винтовой формы необходимо сравнить тепловые и гидравлические характеристики кожухотрубчатых теплообменных аппаратов с применяемыми в настоящее время сегментными поперечными перегородками и предлагаемой винтовой перегородкой. Такое сравнение было выполнено с помощью численного моделирования в программном комплексе ANSYS. Методы вычислительной гидродинамики (CFD) в настоящее время

широко используются для исследования тепловых и гидравлических характеристик кожухотрубчатых теплообменных аппаратов [2, 3].

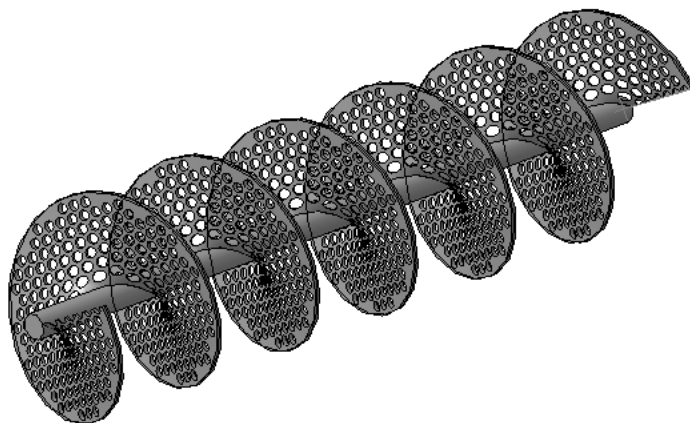


Рис. 1. Сплошная винтовая перегородка

Сначала были разработаны твердотельные модели, которые представляют собой проточную часть межтрубного пространства теплообменника [4]. На основе этих моделей построены сетки конечных элементов, представленные на рис. 2 и 3.

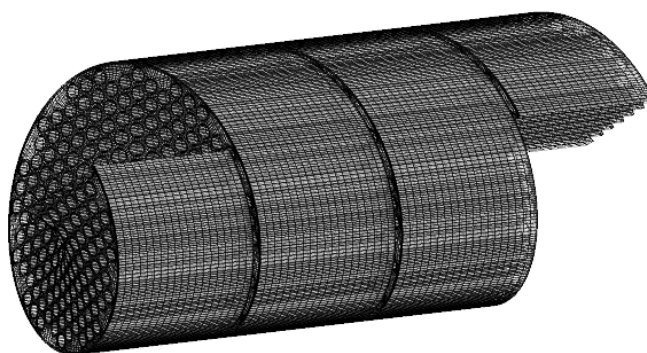


Рис. 2. Расчетная сетка конечных элементов центрального участка

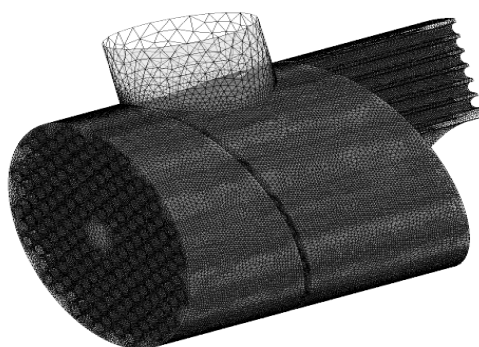


Рис. 3. Расчетная сетка конечных элементов входного (выходного) участка

Расчет входного участка, центрального участка и выходного участка выполнялся последовательно. В качестве среды задавалась вода.

В расчетной области задавались следующие граничные условия:

- вход потока через штуцер с температурой 35 °С и скоростью 1 м/с;
- выход потока с давлением 0,1 МПа;
- температура потока на входе в теплообменные трубы 135 °С;

- остальные поверхности модели (кожух, трубные решетки, перегородки, штуцера) адиабатические;
- условие прилипания на всех поверхностях, контактирующих с потоком.

Расчет входного участка, центрального участка и выходного участка выполнялся последовательно, значения скорости и температуры, полученные на выходе из предыдущего участка, сохранялись и использовались в качестве параметров входного граничного условия последующего участка. Параметры стенок для всех участков задавались аналогично [5]. В результате решения задач были получены значения температуры и давления, механической и тепловой энергий в расчетной области.

Температура жидкости на выходе для модели с винтовой перегородкой составила 92 °С, для модели с сегментными перегородками - 62 °С.

Результаты показали, что нагревание в аппарате с винтовой перегородкой происходит интенсивнее, перепад давления в рассматриваемых моделях существенно не отличается. Таким образом, применение винтовой перегородки повышает интенсивность теплоотдачи.

Увеличение энергетической эффективности теплопередачи в конструкции с винтовой перегородкой достигается за счёт равномерного распределения потока по проходному сечению теплообменного аппарата и исключения застойных зон, из-за которых образуются локальные перегревы, характерные для теплообменного аппарата с сегментными перегородками. Это наглядно показано на рис. 4.

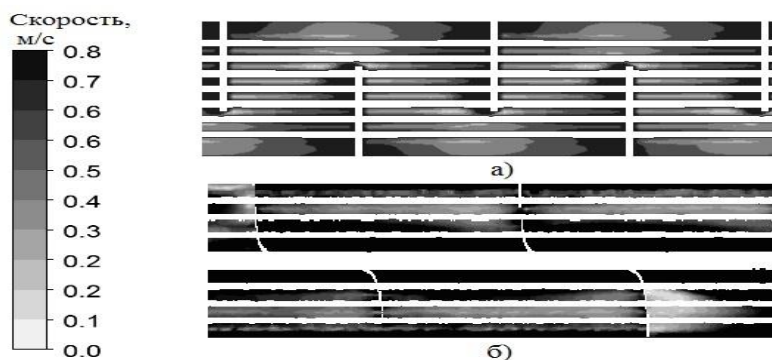


Рис. 4. Поля скоростей в продольном сечении межтрубного пространства теплообменных аппаратов: а – с винтовой перегородкой; б – с сегментными перегородками

На основе полученных результатов были построены графики зависимости тепловой энергии, передаваемой от одного теплоносителя к другому, от механической энергии, затрачиваемой на прокачку теплоносителя через межтрубное пространство для двух типов теплообменников. Графики представлены на рис. 5. Применение винтовой перегородки позволяет увеличить количество передаваемой тепловой энергии в 2,5 раза и энергетическую эффективность в 3 раза за счет равномерного распределения и исключения образования застойных зон.

Проведенное сравнение показывает, что винтовая перегородка увеличит эффективность кожухотрубчатых теплообменных аппаратов.

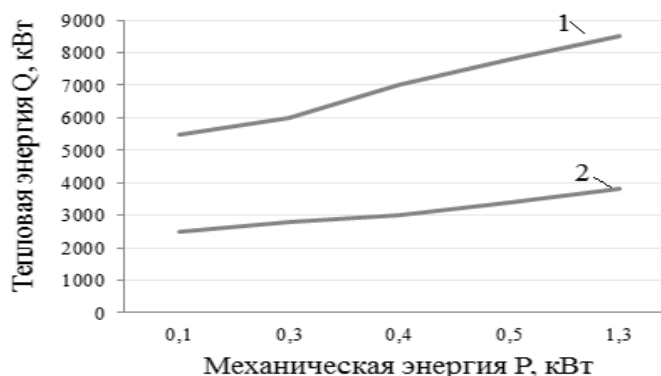


Рис. 5. График зависимости тепловой энергии от механической энергии для теплообменников с разными типами поперечных перегородок: 1 – с винтовой перегородкой; 2 – с сегментными перегородками

Литература

- [1] Wang Q.W., Chen G.D., Chen Q.Y., Zeng M. Review of Improvements on Shell-and-Tube Heat Exchangers with Helical Baffles // Heat Transfer Engineering. - 2010. - 31(10). - p. 1521 - 1537.
- [2] Четверткова, О.В., Ризванов Р.Г., Чернятьева Р.Р. Влияние расстояния между поперечными перегородками и высоты выреза перегородки на тепловую эффективность кожухотрубчатого теплообменника // Электронный научный журнал «Нефтегазовое дело». - 2015. - № 6. - С. 452 - 465. URL: http://ogbus.ru/issues/6_2015/ogbus_6_2015_p.452-465_ChetvertkovaOV_ru.pdf
- [3] Четверткова, О.В., Ризванов Р.Г. Влияние конструктивных параметров на эффективность теплообмена в межтрубном пространстве кожухотрубчатого теплообменника // Инновации и наукоемкие технологии в образовании и экономике: сборник материалов VIII Всероссийской научно-методической конференции (с международным участием). – В 2-х частях. – Ч.1. – Уфа: РИЦ БашГУ, 2012. – С. 87 - 91.
- [4] Четверткова О.В., Ризванов Р.Г., Миронов А.В., Шарафиев Р.Г. Верификация конечно-элементной модели кожухотрубчатого теплообменного аппарата // Электронный научный журнал «Нефтегазовое дело», УГНТУ, 2015. – С. 452 – 465.
- [5] Ризванов Р.Г., Четверткова О.В., Миронов А.В., Ардаширова Э.А. Численное моделирование теплообмена в межтрубном пространстве кожухотрубчатого теплообменника // Проблемы строительного комплекса России: материалы XVII Международной научно-технической конференции (г. Уфа, УГНТУ, 13 - 15 марта 2013 г.). – Уфа: ГИЛЕМ, 2013. – С. 111 - 114.

ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ АСПЕКТЫ ПОЛУЧЕНИЯ ГЛИКОЛЯ

Габидуллин Р. Р., Теляков Э. Ш

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: prostoramilb@yandex.ru

В настоящее время в России и во всем мире наблюдается рост потребления гликолей. При этом производители не справляются с всевозрастающим спросом, что вызывает дефицит на рынке, несмотря на то, что постоянно строятся и вводятся в эксплуатацию новые заводы по их производству [1].

Выпариванием называется концентрирование растворов практически нелетучих или малолетучих веществ в жидких летучих растворителях.

Выпариванию подвергают растворы твердых веществ (водные растворы щелочей, солей и др.), а также высококипящие жидкости, обладающие при температуре выпаривания весьма малым давлением пара, — некоторые минеральные и органические кислоты, многоатомные спирты и др. Выпаривание иногда применяют также для выделения растворителя в чистом виде: при опреснении морской воды выпариванием, образующийся из нее водяной пар конденсируют и воду используют для питьевых или технических целей.

При выпаривании обычно осуществляется частичное удаление растворителя из всего объема раствора при его температуре кипения. Поэтому выпаривание принципиально отличается от испарения, которое, как известно, происходит с поверхности раствора при любых температурах ниже температуры кипения. В ряде случаев выпаренный раствор подвергают последующей кристаллизации в выпарных аппаратах, специально приспособленных для этих целей.

Получение высококонцентрированных растворов, практически сухих и кристаллических продуктов облегчает и удешевляет их перевозку и хранение.

Тепло для выпаривания можно подводить любыми теплоносителями, применяемыми при нагревании. Однако в подавляющем большинстве случаев в качестве греющего агента при выпаривании используют водяной пар, который называют греющим или первичным.

Первичным служит либо пар, получаемый из парогенератора, либо отработанный пар, или пар промежуточного отбора паровых турбин.

Пар, образующийся при выпаривании кипящего раствора, называется вторичным.

Тепло необходимое для выпаривания раствора, обычно подводится через стенку, отделяющую теплоноситель от раствора. В некоторых производствах концентрирование растворов осуществляют при непосредственном соприкосновении выпариваемого раствора с топочными газами или другими газообразными теплоносителями.

На сегодняшний день основными производителями этиленгликоля обычно выступают фирмы, имеющие собственные производства по получению оксида этилена. На рынке РФ этот продукт предлагают ПАО «Нижекамскнефтехим», ПАО «Казаньоргсинтез» (Республика Татарстан) и ПАО «Сибур-Нефтехим» (г. Дзержинск, Нижегородская область). Однако, из-за отсутствия на сегодняшний день на предприятиях химической промышленности РФ установок по переработке этиленгликоля в полиэфирные волокна, примерно 60 – 70 % производимого продукта экспортируется, и лишь оставшая часть используется при производстве антифризов и других технологических жидкостей.

Огромное количество моноэтиленгликоля (МЭГ) потребляется для производства теплоносителей и охлаждающих жидкостей, при этом еще более грандиозные масштабы имеет их потребление в качестве исходных реагентов в химическом производстве для получения многих синтетических смол и полимеров. Например, синтез материала для бутылок осуществляется по схеме: терефталевая кислота + этиленгликоль + катализатор = полиэтилентерефталат. А из полиэтилентерефталата выдувают бутылки. Из полиэтилентерефталата также изготавливают и другие не менее полезные изделия: синтетические волокна, превосходящие натуральные волокна по прочности, эластичности, термостойкости, обладающие высокой химической стойкостью и биостойкостью [2], применяемые как для изготовления одежды, так и в промышленных целях; пленки, обладающие высокими электроизоляционными свойствами и газонепроницаемостью. Производство полиэтилентерефталата в настоящее время как раз и является самой крупной областью потребления этиленгликоля [3].

Гликоли получают по экзотермической некаталитической реакции взаимодействия оксида этилена в трубчатых реакторах с большим избытком воды (1:15 в мольных долях) при высокой температуре и давлении (150 – 155 °С и 1,7 – 2 МПа), селективность при этом достигает 89 - 91%. Большой избыток позволяет снизить образование других продуктов (диэтиленгликоля (ДЭГ), триэтиленгликоля (ТЭГ) и высших гликолей) [4]. В результате реакции получается смесь, содержащая 18 – 20 % масс. МЭГ, 1 – 3 % масс. других гликолей и около 80 % масс. воды. Очистку гликолей от воды проводят в трехкорпусной выпарной установке. В первой ступени давление составляет 2,2 МПа, во второй - 1,0 МПа, в третьей - 0,5 МПа. Испаренную воду конденсируют и направляют на стадию получения гликолей. На выходе из выпарных аппаратов реакционная смесь содержит до 90% масс. гликолей и направляется на ректификацию для выделения товарных МЭГ, ДЭГ, ТЭГ и кубовых гликолей. В итоге, самой энергозатратной стадией является стадия испарения воды в выпарных аппаратах.

Литература

- [1] Дымент О. Н., Казанский К. С., Мирошников А. М. Гликоли и другие производные окисей этилена и пропилена — М.: Химия, 1976. — 372 с. (84).
- [2] Дымент О.Н. Гликоли и другие производные окисей этилена и пропилена. Химия, Москва, 1976. 373 с.
- [3] Дьяконов Г.С., Клинов А. В., Малыгин А.В., Нургалиева А.А., Вестник Казанского технологического университета, 3, 190 - 196 (2009).
- [4] Дьяконов Г.С., Клинов А. В., Малыгин А.В., Нургалиева А.А., Вестник Казанского технологического университета, 3, 197 - 202 (2009).
- [5] Казарновский С. Н., Козлов В. Н. Альбом технологических схем процессов основного органического синтеза: учеб. пособие. Горьк. политехн. ин-т им. А. А. Жданова. — Горький: 1958. - 123 с.
- [6] Юкельсон И. И. Технология основного органического синтеза: учеб. для химико-технологических специальностей. — М.: Химия, 1968. — 846 с.
- [7] Семенова Е. А. Технология получения этиленгликоля на основе гидратации оксида этилена // Молодой ученый. — 2016. — №7. — С. 283 - 287. — URL <https://moluch.ru/archive/111/27740/>.
- [8] Химпром/ Товары и услуги/ Теплоносители/ Этиленгликоль (http://www.химпром24.pф/goods/1130106-4-etilenglikol?r_page=5)

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА УДАЛЕНИЯ ОТЛОЖЕНИЙ С ВНУТРЕННЕЙ ПОВЕРХНОСТИ ТРУБЫ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ВИХРЕВОГО СТРУЙНОГО АППАРАТА

Борзенко А.С., Абиев Р.Ш.

Санкт-Петербургский государственный технологический институт.

E-mail: rufat.abiev@gmail.com

В нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности при осуществлении процессов переработки исходного сырья (нефти) происходят процессы нагрева, охлаждения, конденсации и испарения обращающихся продуктов на предприятии. Для этих целей применяются теплообменное оборудование (теплообменники и печи), где в качестве теплообменной поверхности выступает стенка трубы. Эффективность работы теплообменного оборудования зависит от множества факторов, но прежде других – от того, насколько эффективно происходит передача тепловой энергии от теплоносителя к нагреваемой среде.

Практика показывает, что если не проводить своевременную очистку внутренних полостей теплообмена от отложений, то эффективность работы технологических теплообменников снижается, нарушается нормальный режим работы оборудования. Интенсивность теплообмена зависит от степени чистоты внутренней поверхности рабочих поверхностей, появление даже тонкого налета отложений резко ухудшает процесс передачи тепла [1-3].

Для удаления отложений используют различные методы: механическую, химическую, термическую, ультразвуковую очистку. В данной работе для очистки отложений предложено применять гидромеханический метод, с генерированием мощных сдвиговых полей в закрученном потоке, создаваемом вихревым струйным аппаратом.

Для исследования процесса удаления отложений с внутренней поверхности трубы с использованием вихревого струйного аппарата (ВСА) [4] была смонтирована установка, представленная на рис. 1.

В качестве отложений на внутренней поверхности экспериментальной трубы использован модельный слой, полученный в результате нанесения на стенки трубы расплава бензойной кислоты (C_6H_5COOH) с последующей его кристаллизацией.

Количественная оценка процесса удаления слоя отложений в результате растворения бензойной кислоты проводилась двумя способами:

- 1) титрованием;
- 2) взвешиванием трубы.

Идея методики титрования была заимствована у авторов публикации [5].

Методика эксперимента заключалась в следующем: на внутреннюю поверхность трубы наносилось $m_{\text{общее}} = 47,98$ г. бензойной кислоты. В воде объемом 10 л растворяли 10,48 г. едкого натра, что соответствовало 2/3 от количества, необходимого для полной нейтрализации, нанесенной на стенки бензойной кислоты. Это позволяло гарантировать наличие на стенках трубы бензойной кислоты на всей внутренней поверхности трубы.

Раствор щелочи подавался насосом 4 с расходом $1,78 \text{ м}^3/\text{ч}$ при этом перепад давления на аппарате составлял 0,2 МПа. Скорость в тангенциальном патрубке ВСА была равна 2,8 м/с. Исследуемым раствором является представительная проба, взятая из циркулирующего раствора и состоящая из подлежащего определению количества растворённого в воде гидроксида натрия. Концентрация гидроксида натрия определяется интенсивностью массообмена при прохождении раствора через экспериментальную трубу с нанесённой на стенки бензойной кислоты. Титрующим раствором является раствор соляной кислоты. В качестве индикатора использовали 1 % спиртовой раствор фенолфталеина.

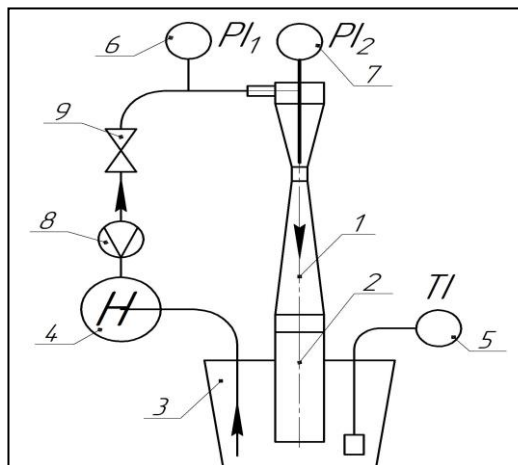


Рис. 1. Схема экспериментальной установки: 1 – ВСА; 2 – экспериментальная труба с отложениями на внутренней поверхности; 3 – ёмкость объёмом 10 л; 4 – насос и обвязка насоса; 5 – термопара ХК с прибором ТРМ-101; 6 – манометр АИР-20/М2-ДИВ модель 350 на входе в ВСА; 7 – манометр АИР-20/М2-ДИВ модель 350 в узкой части ВСА; 8 – расходомер ВЗЛЕТ ЭР ЭРСВ-540М; 9 – задвижка.

В ходе проведения эксперимента отбирали пробы объемом 20 мл и снимали показания с измерительных приборов. Результаты приведены в таблице.

Уравнение массоотдачи в общем виде имеет вид:

$$M = \beta F (c_s - c_p), \quad (1)$$

где M – количество бензойной кислоты, переходящее от границы раздела фаз в раствор щелочи в единицу времени, кг/с; β – коэффициент массоотдачи, м/с; c_s – концентрация насыщения растворенного компонента на границе раздела фаз, кг/м³; c_p – концентрация растворенного компонента в основном потоке, кг/м³.

Таблица. Результаты эксперимента № 3

№	τ , мин	Q , м ³ /ч	P_1 , кгс/см ²	P_2 , кПа	T , °C	V_{HCl} , мл	N_{HCl} , н	V_{NaOH} , мл	N_{NaOH} , н	m_t , г
1	0	-	-	-	20,0	4,8	0,05	5	0,048	0
2	1	1,78	2,275	-1,42	21,7	3,0			0,030	15,5
3	2	1,77	2,246	-1,62	22,9	2,5			0,025	18,6
4	4	1,76	2,181	-2,56	24,8	1,4			0,014	23,6
5	6	1,76	2,166	-2,06	27,5	0,8			0,008	27,9
6	8	1,82	2,053	-5,23	29,0	0,5			0,005	32,9
7	10	1,82	2,056	-5,23	31,3	0,1			0,001	36,6

Примечание: τ – время; V_{HCl} – объем титрующего раствора HCl, мл;
 N_{HCl} – концентрация титрующего раствора HCl, н; V_{NaOH} – объем исследуемой пробы раствора NaOH, мл; N_{NaOH} – концентрация исследуемой пробы раствора NaOH, н;
 Q – расход циркулирующего раствора, м³/ч; P_1 – давление на входе в ВСА, кгс/см²;
 P_2 – давление в узкой части ВСА, кПа; T – температура раствора, °C; m_t – масса бензойной кислоты, переходящее от границы раздела фаз в раствор щелочи, г.

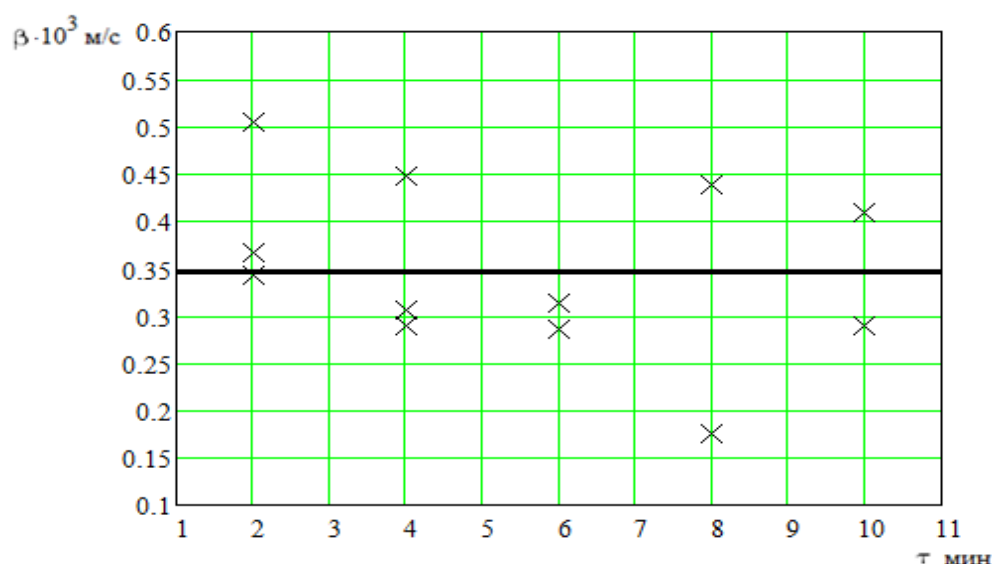
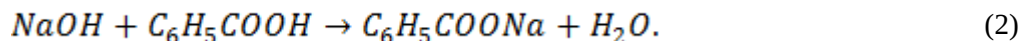


Рис. 2. Экспериментальная зависимость коэффициента массоотдачи от поверхности трубы к закрученному потоку от времени $\times$ - значения рассчитанного коэффициента массоотдачи для каждой исследуемой пробы; — - линейно аппроксимированное значение коэффициента массоотдачи

Растворимость бензойной кислоты в воде слабо зависит от температуры в диапазоне 10 – 30 °С, поэтому значение c_s считали постоянным и равным 2,9 кг/м³. В результате контакта бензойной кислоты с раствором гидроксида натрия происходит реакция щелочи с бензойной кислотой:



Константа скорости реакций нейтрализации очень высока ($10^{10} - 10^{12}$), поэтому процесс лимитируется массоотдачей, т.е. растворением бензойной кислоты в воде. Поскольку в результате реагирования щелочи с бензойной кислотой в растворе практически мгновенно образуется бензоат натрия, концентрацию растворенного компонента в основном потоке принимали равной нулю $c_s = 0$.

В результате уравнение (1) с принятыми допущениями примет следующий вид:

$$\beta = \frac{M}{kFc_s}. \quad (3)$$

Рассчитанные значения коэффициента массоотдачи для каждой исследуемой пробы четырех проведенных экспериментов приведены на рис. 2. Полученные данные линейно аппроксимировались, среднее значение поверхностного коэффициента массоотдачи **составило $\beta = 3,47 \cdot 10^{-4}$ м/с.**

В настоящее время проводится работа над уточнением значения коэффициента массоотдачи и модифицируется установка в целях проведения экспериментов без использования ВСА для сравнения коэффициентов массоотдачи и затрат энергии в условиях турбулентного потока с закруткой и без нее.

Литература

- [1] Ахметов С.А. Технология и оборудование процессов переработки нефти и газа: Учебное пособие / С.А. Ахметов, Т.П. Сериков, И.Р. Кузеев, М.И. Баязитов; Под ред. С.А. Ахметова. – СПб.: Недра, 2006. – 868 с.
- [2] Фесак Д.В. Проблема засорения трубопроводов теплообменника и методы её решения / Д.В. Фесак, А.А. Литвиненко // Современные научные исследования и инновации. 2012. № 4. С. 1.
- [3] Нерезько А.В. Теплофизические свойства и структура отложений на поверхностях нагрева энергетического оборудования / А.В. Нерезько, Н.Б. Карницкий, В.А. Чиж // Энергетика. Известия высших учебных заведений и энергетических объединений СНГ. 2007. № 1. С. 55 - 60.
- [4] Пат. 2262008 Российская Федерация, МПК F 04 F 5/42. Вихревой струйный аппарат и способы его включения (варианты) / Абиев Р.Ш.; заявитель и патентообладатель Государственное образовательное учреждение высшего профессионального образования «Санкт-Петербургский государственный технологический институт» (технический университет).
- [5] Павлушенко И.С. О влиянии перемешивания на процесс химического превращения / И.С. Павлушенко, Н.Н. Смирнов, П.Г. Романков // Журнал прикладной химии. – 1961. – Т. 34, № 2 – С. 312 - 319.

ИССЛЕДОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ ДВУХФАЗНОГО ТЕЧЕНИЯ И МАССОПЕРЕНОСА В МИКРОРЕАКТОРЕ ЗИГЗАГООБРАЗНОЙ ФОРМЫ

Вагин В.А., Абиев Р.Ш.

Санкт-Петербургский государственный технологический институт.

E-mail: skyr27@gmail.com

В последнее время микрореакторы довольно часто находят применение в различных областях жизнедеятельности человека и могут быть в химической, нефтехимической, фармацевтической, пищевой и других отраслях промышленности. Использование микрореакторов позволяет добиться существенной интенсификации тепло- и массопереноса за счет уменьшения поперечных размеров каналов и наличия вихрей Тейлора и Дина в ламинарном потоке. Аппараты данного типа позволяют производить реакции в условиях экономии или ограниченности пространства, материалов и ресурсов. В связи с их малыми размерами, микрореакторы, в отличие от традиционных аппаратов проточного типа, оказываются более производительными, так как в них увеличиваются движущие силы тепло- и массопереноса на единицу поверхности или единицу объема. Также вследствие миниатюризации удельная поверхность каналов микрореакторов в десятки раз превышает поверхность классических

реакторов. В то же время вопросы гидродинамики этих устройств едва ли можно считать решенными. В частности, остается открытым вопрос об оптимальной форме рассматриваемых устройств, угловых и линейных размерах. Это сдерживает построение инженерной методики расчета новых аппаратов и существенно затрудняет расчеты массообменных процессов в них. В качестве прототипа использован микрореактор зигзагообразной формы [1], для улучшения гидродинамики которого применен соосно-сферический диспергатор [2].

Преимущества таких аппаратов:

- микрореакторы – практически идеальные реакторы для проведения реакций в сверхкритических условиях;
- высокие скорости протекания реакций: от секунд до микросекунд;
- безопасность и экологичность;
- высота производительности за счёт уменьшения времени контакта реагентов с катализатором.

Целью данного исследования является определение условий возникновения тейлоровского режима в микрореакторе зигзагообразной формы и определение оптимальной геометрии микродиспергатора. Для достижения этих целей были решены следующие задачи: изготовлена установка, включающая два насоса, микрореактор в виде микроканала зигзагообразной формы с Т-образным смесителем. На данной установке планируется провести эксперименты на системах Ж-Ж и Ж-Г с целью измерения длины и скорости формирующихся капель и пузырей. Будут найдены следующие оптимальные геометрические параметры микрореактора: отношение длины колена к диаметру микрореактора, форма и размеры микродиспергатора, оптимальное соотношение расходов фаз, а также определены условия существования тейлоровского режима в рассматриваемом аппарате.

Схема установки представлена на рис. 1.

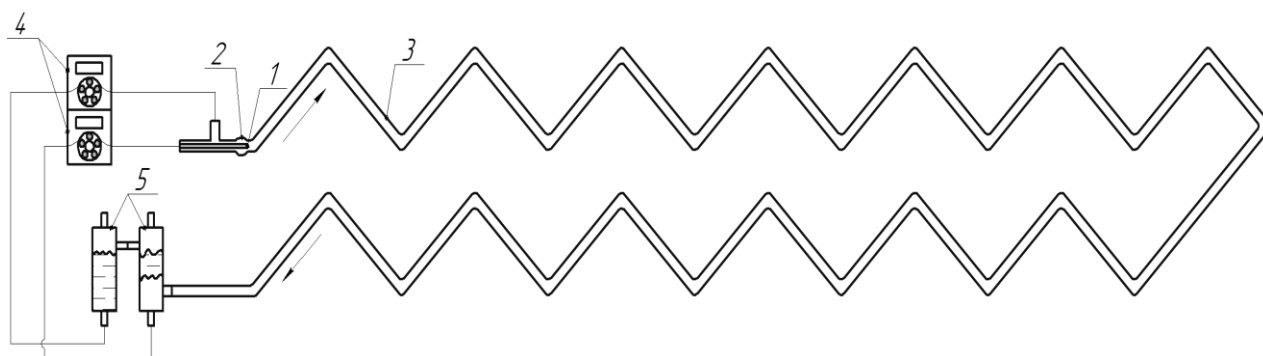


Рис. 1. Схема установки: 1 – игла для ввода дисперсной фазы; 2 – диспергатор; 3 – микрореактор зигзагообразной формы; 4 – перистальтические насосы марки Heidolph 5201; 5 – сепараторы.

Особенность зигзагообразной формы – возникновение вихрей Дина в области перегиба (колена), где центробежные силы на изгибе заставляют частицы жидкости изменить свое основное направление движения. Возникнет отрицательный градиент давления, создаваемый из кривизны с увеличением давления, и уменьшение скорости вблизи внутренней стороны изгиба, тогда как увеличение скорости будет происходить по направлению к внешней стороне изгиба трубы. Это приводит к вторичному движению, наложенному на первичный поток, при этом текучая среда в центре трубы перемещается к внешней стороне изгиба, а жидкость вблизи стенки трубы возвращается к внутренней стороне изгиба. Это вторичное движение проявляется как пара встречно вращающихся вихрей, которые называются вихрями Дина.

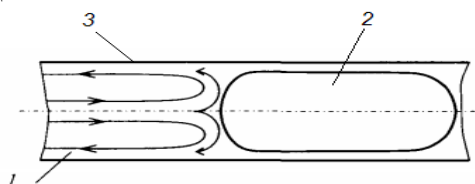


Рис. 2. Схема возникновения вихрей Тейлора: 1 – вихрь Тейлора; 2 – капля (пузырь) дисперсной фазы; 3 – микроканал

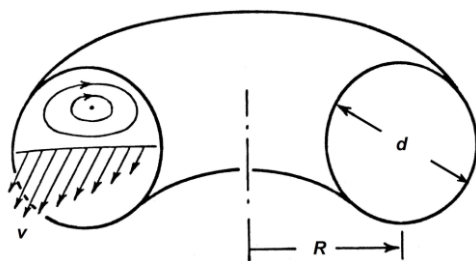


Рис. 3. Схема возникновения вихрей Дина

Все режимы течения в микроканалах можно условно разделить на три группы: с преобладанием сил поверхностного натяжения, с преобладанием сил инерции и переходные между первыми двумя случаями. Данные три группы включают в себя шесть основных режимов течения: расслоенный, волновой, пузырьковый, снарядный, эмульсионный (вспененный) и кольцевой.

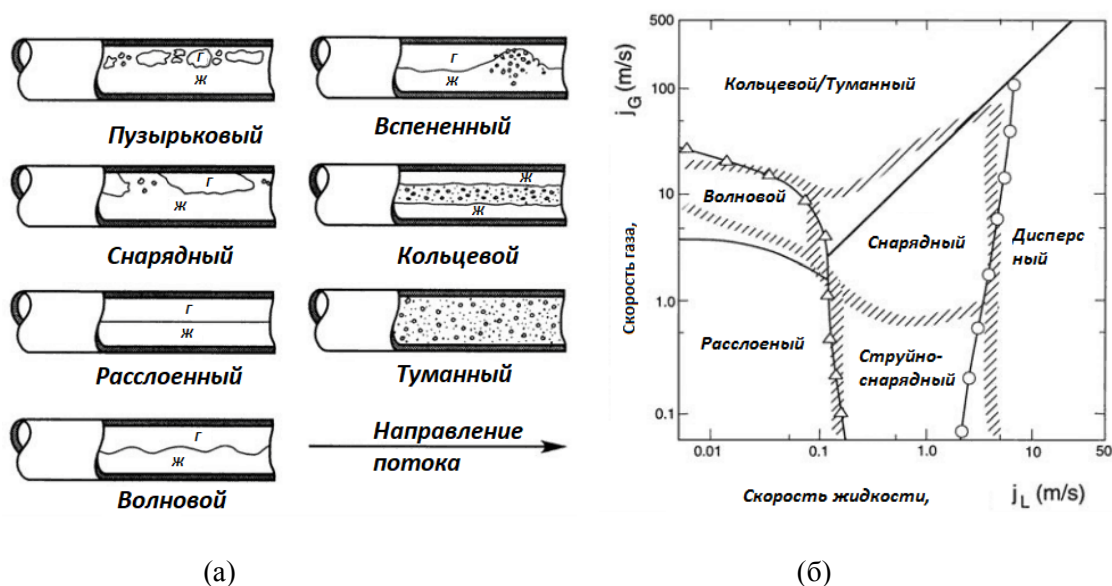


Рис. 4. Режимы течения двухфазной системы в горизонтальном канале [3]

- При расслоенном (плоском) режиме жидкость движется по дну канала, а газ – по гладкой границе раздела фаз.
- Волновой режим схож с расслоенным, однако отличием является образование на границе раздела фаз небольших волн, которые бегут в направлении движения потока.
- Пузырьковый режим имеет место при скоростях жидкости менее 0.6 м/с и газа менее 0.9 м/с и представляет собой течение, при котором жидкость и газ попеременно движутся в верхней части канала.
- Снарядный режим характеризуется движением в жидкости, представляющей сплошную фазу, капель другой – дисперсной жидкости, имеющих снарядообразную форму, поперечные размеры которых соизмеримы с поперечным сечением канала, а длина снарядов может достигать нескольких диаметров капилляра. От стенки снаряды дисперсной жидкости отделены слоем сплошной жидкости, а друг от друга – пробкой сплошной фазы.
- Эмульсионный режим характеризуется в среднем достаточно однородной структурой. Сплошная и дисперсная фазы при таком режиме хорошо перемешиваются, пузырьки дисперсной фазы сливаются, объединяются, дробятся вновь. Слитые воедино большие агломераты дисперсной фазы также могут содержать капли сплошной фазы. Отличие от пузырькового режима состоит в том, что в эмульсионном режиме пузырьки имеют неправильную форму.

- Кольцевой режим характеризуется тем, что дисперсная фаза движется в ядре потока, а сплошная – в плёнке на стенке, а также в виде отдельных капель в ядре. Для данного режима характерны высокие скорости смеси и газосодержание $\varphi = 0,9$.

Наибольший интерес, с точки зрения массообмена, представляет снарядный режим течения.

Методика исследования состоит из следующих этапов:

1. Изучение гидродинамики микрореактора с Т-образным смесителем и с вводом дисперсной фазы с помощью иглы. Данный этап заключается в построении карты режимов (рис. 5).
2. Изучение массопереноса на примере модельной системы бутанол-янтарная кислота-вода.

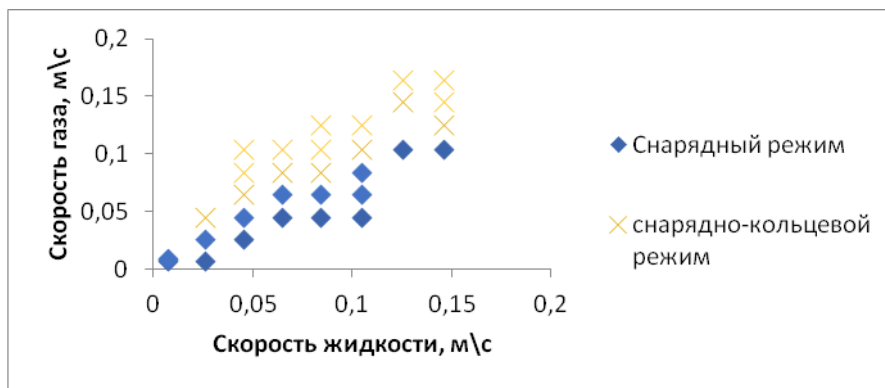


Рис. 5. Карта режимов течения в микрореакторе зигзагообразной формы с диспергатором Т-образного типа.

Перед проведением опытов требуется подготовить две системы: янтарная кислота- бутиловый спирт и бутиловый спирт-вода. Это необходимо для того, чтобы янтарная кислота переходила в воду за счет массообмена, а не за счет растворения бутилового спирта в воде. После подготовки, эти две системы подаются в микрореактор через Т-образный смеситель, где сплошной фазой является система бутиловый спирт-вода, а дисперсной янтарная кислота-вода. После реакции берется проба получившейся смеси и определяется концентрация янтарной кислоты, перешедшей из дисперсной фазы в сплошную методом титрования. Метод титрования заключается в том, что количество убывшей щелочи, которая содержится в системе янтарная кислота-бутиловый спирт, равно количеству перешедшей кислоты. Данный этап исследования находится на стадии выполнения.

Микроаппараты с каналами зигзагообразной формы относятся к наиболее перспективным аппаратам для проведения тонкого синтеза, получения активных фармацевтических ингредиентов. На основе выполненных исследований планируется разработка промышленной установки.

Литература

- [1] Yang L., Loubière K., Dietrich N., Le Men C., Gourdon C., Hébrard G.. Local investigations on the gas-liquid mass transfer around Taylor bubbles flowing in a meandering millimetric square channel. *Chemical Engineering Science* 165 (2017) 192 – 203.
- [2] Абиев Р.Ш., Светлов С.Д. Устройство для диспергирования в жидкости капель или пузырей в микроканалах и способ его эксплуатации. Патент РФ № 2614283. Заявл. 15.02.2016. Опубл. 24.03.2017 Бюл. № 9
- [3] Weisman, J. Two-phase flow patterns. Chapter 15 in *Handbook of Fluids in Motion*, Cheremisinoff N.P., Gupta R. 1983, Ann Arbor Science Publishers.

**МАССООБМЕННЫЙ АППАРАТ С ПЛАВАЮЩИМИ
ТАРЕЛКАМИ ИЗ ПОРИСТОГО МЕТАЛЛА**

Голованчиков А.Б., Залипаева О.А., Икрянников Е.А., Залипаев П.П.
Волгоградский государственный технический университет.
E-mail: pahp@vstu.ru

Массообменные аппараты широко применяются в химической, нефтехимической, фармацевтической, пищевой и других отраслях промышленности, а также в экологических процессах очистки сточных вод, дымовых газов и вентиляционных выбросов, проходящих при высоких температурах [1].

Предлагается конструкция массообменного аппарата, на которую подана заявка на полезную модель и получено положительное решение. Массообменный аппарат, содержащий плавающие тарелки в виде перфорированных дисков с переливными патрубками, кольцевые желоба, жестко закрепленные на внутренней боковой поверхности корпуса в местах установки тарелок, и кольца, закрепленные по краям тарелок по окружности, на нижнем торце каждого кольца равномерно по окружности установлены элементы с положительной плавучестью в виде поплавков, на каждом желобе в зоне переливного патрубка установлены ограничительные пластины, причем перфорированные диски тарелок выполнены из пористого металла в виде спекшихся сферических частиц.

Целью работы является увеличение интенсивности процесса массопередачи за счет развитой поверхности контакта фаз мелких пузырьков газа. Выполнение перфорированных дисков тарелок из пористого металла в виде спекшихся сферических частиц [2] позволяет интенсивно барботировать мелким пузырькам газа через тарелку по всей ее площади, включая периферийные зоны тарелки.

На рисунке представлена схема фрагмента массообменного аппарата в продольном разрезе, включающая в себя корпус аппарата 1, перфорированные диски тарелок 2, выполненные из пористого металла в виде спекшихся сферических частиц, переливные патрубки 3, кольцевые желоба 4, жестко закрепленные на внутренней боковой поверхности корпуса 1 в местах установки тарелок 2, и кольца 5, закрепленные по краям тарелок 2 равномерно по окружности. На нижнем торце каждого кольца 5 равномерно по окружности установлены элементы 6 с положительной плавучестью в виде поплавков, а на каждом желобе 4 в зоне переливного патрубка 3 установлены ограничительные пластины 7.

Применение массообменного аппарата с тарелками, выполненными из пористого металла в виде спекшихся сферических частиц позволяет задействовать в массообмене практически всю зону над поверхностью тарелки за счет создания пенного режима с большим количеством пузырьков малого размера, а значит большей поверхностью массообмена, что увеличивает интенсивность процесса массопереноса и приводит к повышению производительности.

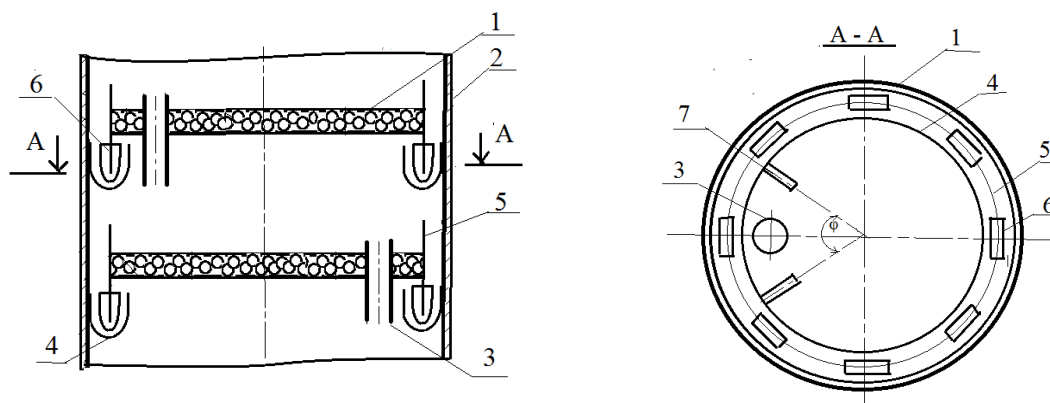


Рисунок. Фрагмент массообменного аппарата с плавающими тарелками из пористого металла

Литература

- [1] Касаткин А.Г. Основные процессы и аппараты химической технологии: учеб. для вузов / А.Г. Касаткин. - Изд. 14-е, стер. - М.: Альянс, 2008. - 750 с.
[2] Белов С.В. Пористые металлы в машиностроении - М.: Машиностроение. 1981 - 247 с.

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ ПРОЦЕССА ПЕРЕМЕШИВАНИЯ В СМЕСИТЕЛЯХ С ПОДВИЖНЫМ ЗЕРНИСТЫМ СЛОЕМ

Канубриков Н.Н., Васильев П.С.

Волгоградский государственный технический университет.

E-mail: rector@vstu.ru

Энергосберегающие технологии являются неотъемлемой частью современного топливно-энергетического промышленного комплекса. Использование в качестве топлива в крупногабаритных и малотоннажных ТЭЦ и ТЭС водо-мазутных эмульсий (ВМЭ) с содержанием воды до 20 % – один из ярких примеров такой технологии. Для эффективной работы данного оборудования необходимо, чтобы ВМЭ обладали высокой устойчивостью. Однако используемые на практике методы получения устойчивых ВМЭ сопряжены с высокими энергетическими затратами на проведение процесса перемешивания жидких сред, а также необходимостью рециркуляции технологических потоков.

Для снижения энергетических затрат на перемешивание жидкостей для создание устойчивых ВМЭ предлагается использовать механический смеситель с подвижным зернистым слоем [1], принципиальная схема конструкции которого представлена на рис. 1.

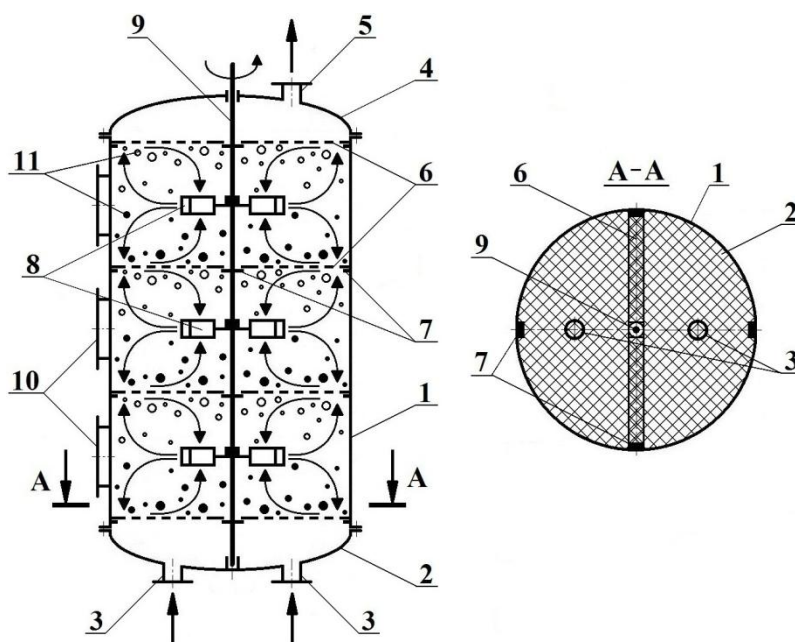


Рис. 1. Принципиальная схема конструкции механического смесителя с подвижным зернистым слоем [1]: 1 – корпус; 2, 4 – днище и крышка; 3, 5 – штуцеры; 6 – поперечные сетки; 7 – опоры сеток; 8 – быстроходные мешалки; 9 – вал; 10 – загрузочные люки; 11 – частицы зернистого слоя (материала)

В каждую секцию аппарата загружается зернистый материал, состоящий из полидисперсных по размеру и плотности частиц, плотность которых определяется отношением $\rho_{\text{ч}} / \rho = 0,8 \div 1,2$, где ρ – плотность эмульсии, $\rho_{\text{ч}}$ – плотность частиц. При его работе возникают турбулентные микровихри по всему объему аппарата, а не только вблизи кромок мешалки, что приводит к более быстрому и качественному перемешиванию элементарных слоев жидкостей на микроуровне и, соответственно, увеличивает интенсивность и эффективность процесса перемешивания в целом.

Возникновение подобных микровихрей обусловлено тем, что потоки перемешиваемой жидкой среды при любой траектории их движения внутри аппарата, увлекая за собой частицы зернистого

слоя, будут либо отставать (когда $\rho_ч/\rho < 1$), либо опережать (когда $\rho_ч/\rho > 1$) отдельные частицы зернистого слоя, что приводит к возникновению локальных микропотоков, направленных в различные стороны от каждой частицы. Так как частицы зернистого слоя имеют полидисперсный размер, то скорость и величина локальных микрообъемов возмущений этих микропотоков будут различными, а их распределение и время существования – случайными. В месте наложения друг на друга двух или более сонаправленных или различно направленных микропотоков будут образовываться микровихри, которые способствуют разрыву и дальнейшему проникновению друг в друга близлежащих элементарных слоев перемешиваемых жидкостей.

Для подтверждения эффективности работы предлагаемого смесителя были проведены экспериментальные исследования на лабораторной установке [2].

Использовался аппарат объемом 1 л со сферическим днищем без отражательных перегородок, выполненный из оргстекла. Диаметр аппарата – 0,115 м, применялась механическая пропеллерная трехлопастная мешалка диаметром 0,05 м с углом наклона лопастей 40 градусов. В качестве модельной среды использовалась водомасляная эмульсия с соотношениями масло-вода, равными: 1/20, 1/10, 1/4. Соотношения частиц зернистого материала к смеси масло-вода: 1/8, 1/6, 1/4. Частоты вращения мешалки составляли: 200, 400 и 600 об/мин.

Опыты проводились в два этапа с замером мощности на перемешивание.

На первом перемешивались масло с водой без частиц зернистого материала в течении 2, 5 и 8 минут. После чего в отдельные мерные емкости отбирались пробы полученной смеси для фиксации динамики потери их устойчивости в течении продолжительного периода. В среднем через 5 минут после отбора проб и их отстаивания процент масловодной эмульсии составлял не более 25 % от общего объема смеси. Через 20 минут отстаивания проб этот показатель снижался до 1÷10 % в зависимости от режима перемешивания и соотношения масла и воды.

На втором этапе в аппарат со смесью масла и воды добавлялись округлые частицы зернистого материала и перемешивание среды осуществлялось также в течении 2, 5 и 8 минут. При анализе отобранных проб было установлено, что в процессе перемешивания масла и воды с твердыми частицами получалась сложная эмульсия, которая начинала терять свою устойчивость не ранее, чем через 15÷20 минут в зависимости от режима перемешивания и соотношений масла-воды, эмульсия-частицы. Причем в чистом виде масло и вода выпадали в осадок не ранее, чем через 10÷12 часов. Через сутки отстаивания проб этот показатель снижался до 15÷20 %.

Необходимо отметить, что мощность на перемешивание масла и воды с частицами зернистого материала по сравнению с перемешиванием без частиц оставалась практически неизменной.

В результате обработки экспериментальных данных было получены уравнения для прогнозирования устойчивости эмульсий [2, 3]:

$$\left(\frac{C_э}{C_0}\right)_{\text{ОБР}} = 5,615 \cdot 10^8 \cdot Re_M^{-1,679} \cdot Fr_M^{1,041} \cdot H_0^{-0,291} \cdot \left(\frac{\tau_0}{\tau_{\Pi}}\right)^{-0,302} \cdot \left(\frac{C_ч}{C_0}\right)^{0,708}, \quad (1)$$

$$\Gamma_{D_э} = 1,6640 \cdot 10^{-5} \cdot Re_{\text{ц}}^{0,6064} \cdot Fr_{\text{ц}}^{-0,5943} \cdot H_0^{0,5966} \left(\frac{\tau_0}{\tau_{\Pi}}\right)^{0,5971} \cdot \left(\frac{C_ч}{C_0}\right)^{-0,1672}, \quad (2)$$

где Re_M – центробежный критерий Рейнольдса; Fr_M – центробежный критерий Фруда²;

H_0 – критерий гомохронности при перемешивании; τ_{Π} – время перемешивания в аппарате, с; τ_0 – время отстаивания полученной эмульсии, с.

Устойчивость полученных масловодных эмульсий оценивалась с помощью соотношения $C_э/C_0$,

где

$$C_э = \frac{V_{M+B}}{V_{M+B} + V_{B+M}}, \quad (3)$$

V_{M+B} , V_{B+M} – соответственно объёмы прямой и обратной эмульсии, м³;

$$C_0 = \frac{V_M}{V_M + V_B}, \quad (4)$$

V_M , V_B – соответственно объёмы масла и воды в смеси, м³.

$$C_q = \frac{V_q}{V_q + V_M + V_B} - \text{объёмная доля частиц в смеси.}$$

На рис. 2 представлено сравнение экспериментальных и расчётных (уравнения (3 - 4) значений для различных режимов перемешивания масловодных эмульсий в аппарате с подвижным зернистым слоем.

Сравнение экспериментальных и расчётных значений динамики потери устойчивости во времени представлено для следующих условий: 1 – при $n=200$ об/мин, $C_0=0,057$; 2 – при $n=400$ об/мин, $C_0=0,286$; 3 – при $n=600$ об/мин, $C_0=0,114$.

Наблюдения динамики проводились в течении 30 минут, после чего изменение концентрации становилось не значительным и практически не изменялось. Однако для более качественного анализа данного процесса, был проведен опыт, и после чего проба исследовалась в течение двух суток, а результаты наблюдений показаны на рис. 3.

Динамика расслоения водомасляной эмульсии резко падает на начальном периоде, после суток отстаивания концентрации нашей пробы практически не изменяется, и на графике выходит на прямую. Отсюда следует, что дальнейшее наблюдение за пробой не имеет смысла, так как изменение концентрации минимально и по сравнению с первоначальными изменениями можно считать незначительными.

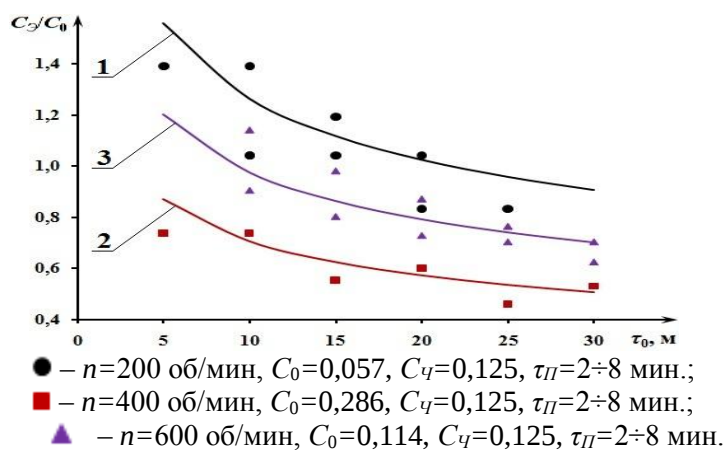


Рис. 2. Сравнение экспериментальных и расчётных значений динамики потери устойчивости во времени

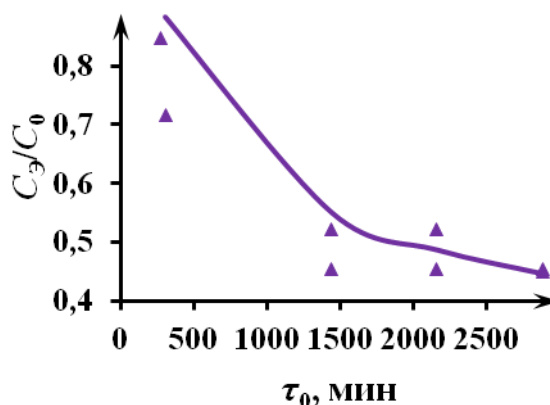


Рис. 3. Динамики потери устойчивости эмульсии во времени

Была составлена методика расчета с использованием полученных уравнений.

Исходные данные:

$$V_M = 0,82 \text{ м}^3; V_B = 0,18 \text{ м}^3; V_q = 0,25 \text{ м}^3; C_0 = 0,18; C_q = 0,2; D_a = 1 \text{ м}; \\ d_m = 0,3 \text{ м}; n = 500 \text{ об/мин}; t = 80 \text{ }^\circ\text{C}; \rho_m = 958 \text{ кг/м}^3.$$

1. Время отстаивания эмульсии

$$\tau_0 = 62480 \text{ мин.}$$

2. Согласно рекомендации, $H_a = 1/2 D_a$, находим время перемешивания одной секции

$$\tau_n^* = \frac{\tau_n}{4};$$

3. Находят объем одной секции:

$$V_c = \frac{\pi \cdot \left(D_c / D_k \right)^2}{4 \cdot H_c}$$

$$V_c = \frac{3.14 \cdot (1)^2}{4 \cdot 0.5} = 0.39 \text{ м}^3.$$

4. Количество секций, которые нужно установить в аппарате чтобы обеспечить заданную производительность:

$$N_c = \frac{Q \cdot \tau_n^*}{V_c}$$

$$N_c = \frac{6.24 \cdot 10^{-3} \cdot 225}{0.39} = 3.98$$

Округляем до ближайшего большего целого значения $V_c = 4$.

5. Определяют высоту всего аппарата:

$$H_a = N_c \cdot H_c + 0.5 + 0.5$$

$$H_a = 4 \cdot 0.5 + 0.5 + 0.5 = 3 \text{ м.}$$

Литература

1. П. М. № 171026 РФ, МПК В 01 F 7/16, 2017
2. П.С. Васильев, Н.Н. Канубриков Химические технологии. Изд: АлтГТУ им. И.И. Ползунова, 2017. – 24 с.
3. П.С. Васильев, Н.Н. Канубриков Химия и химическая технология. В: Наука – 2017. – 18 с.
4. Зверева, Э. Р. Энергосберегающие технологии и аппараты ТЭС при работе на мазутах: монография / Э. Р. Зверева, Т. М. Фарахов; под ред. А. Г. Лаптева. – М.: «Теплотехник», 2012. – 181 с.

ПОЛУЧЕНИЕ ГИДРОКСИДА АЛЮМИНИЯ (БЕМИТА) МЕТОДОМ ГИДРОТЕРМАЛЬНОГО СИНТЕЗА

Каримов Т.М., Мухаммадиев А.Д., Гильмутдинов И.И., Сабирзянов А.Н.
 Казанский национальный исследовательский технологический университет.
 E-mail: office@kstu.ru

Гидроксид алюминия (бемит), наряду с другими соединениями алюминия, входит в состав боксидных руд. Несмотря на его распространение в природе, для приготовления носителей катализатора и получения корунда (оксида алюминия) необходимо использовать наноразмерный синтетический бемит с высокой степенью чистоты. Также синтетический бемит находит широкое применение в химической и нефтеперерабатывающей промышленности [1], в производстве антипиренов, лакокрасочных и декоративных материалов [2]. Гидроксид алюминия с низким содержанием примесей (не более 0,0004%) применяется в качестве сырья для выращивания синтетического сапфира [3]. Традиционные методы получения бемита представляют собой многостадийные химические реакции, которые способствует значительному увеличению выбросов загрязняющих веществ в окружающую среду. Выбранный метод гидротермального синтеза является наименее ресурсозатратным и экологически безопасным, так как в качестве растворителя используется вода.

Экспериментальное исследование посвящено окислению алюминия в сверхкритической воде. Исследования окисления алюминия проводились в диапазоне температур $T_{\text{реак}} = 275 - 395 \text{ }^\circ\text{C}$, давлений $P_{\text{реак}} = 15 - 30 \text{ МПа}$, с объемом воды $V_{\text{вода}} = 120 - 330 \text{ мл}$, время реакции $\tau = 3 \text{ ч}$ и $\tau = 24 \text{ ч}$.

Экспериментальная установка по проведению гидротермального синтеза представлена на рисунке.

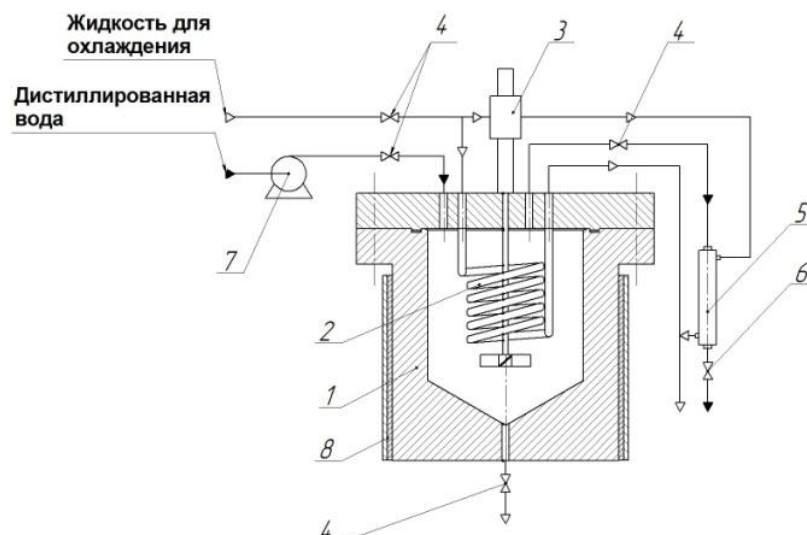


Рисунок. Схема экспериментальной установки для проведения гидротермального синтеза: 1 - реактор, 2 - охлаждающий змеевик, 3 - магнитная мешалка, 4 - клапан, 5 - теплообменник для охлаждения, 6 - регулятор обратного давления, 7 - насос, 8 - нагревательная рубашка

Полученные образцы бемита после гидротермального синтеза представляли собой порошок белого цвета, состоящий из агломератов кристаллов бемита.

Далее образцы бемита подвергаются фазовому анализу с целью определения фазового анализа, результаты анализа представлены в табл. 1.

Табл. 1. Результаты фазового анализа

№	$T_{\text{реак}}, ^\circ\text{C}$	$P_{\text{реак}}, \text{МПа}$	$V_{\text{вода}}, \text{мл}$	$\tau, \text{ч}$	Наименование фазы	% массы
1	395	25	330	24	Бемит ($\gamma\text{-AlOOH}$)	88,28
					Корунд ($\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$)	10,15
					Акдалаит ($\text{Al}_3\text{O}_4(\text{OH})$)	1,06
					Диаспор ($\alpha\text{-AlOOH}$)	0,51
2	275	30	300	3	Бемит ($\gamma\text{-AlOOH}$)	100
3	275	15	120	3	Бемит ($\gamma\text{-AlOOH}$)	100

После этого образцы отдаются на адсорбционные измерения для определения текстурных характеристик (величины удельной поверхности, объема мезопор и средний диаметр пор). Результаты адсорбционных измерений представлены в табл. 2.

Низкая удельная поверхность образцов (19 - 25 м²/г) говорит о низкой пористости образцов и, соответственно, и насыпная плотность будет выше.

Результаты фазового анализа показали, что образцы, полученные при более длительной реакции ($\tau = 24$ ч), содержат в себе помимо фазы бемита, также диаспор, корунд и акдалаит. Синтез бемита происходит еще в процессе нагрева до заданной температуры, и при её достижении может выступать в роли исходного сырья для синтеза иных фаз соединений алюминия.

Табл. 2. Результаты адсорбционных измерений

№	T _{реак} , °С	P _{реак} , МПа	V _{вода} , мл	τ, ч	Наименование показателя	Значение
1	395	25	330	24	Удельная поверхность по методу БЭТ (Брунауэра – Эммета – Теллера), м ² /г	25
					Средний диаметр пор, нм	8,9
					Объем мезопор, см ³ /г	0,05
2	275	30	300	3	Удельная поверхность по методу БЭТ (Брунауэра – Эммета – Теллера), м ² /г	25
					Средний диаметр пор, нм	8,9
					Объем мезопор, см ³ /г	0,05
3	275	15	120	3	Удельная поверхность по методу БЭТ (Брунауэра – Эммета – Теллера), м ² /г	19
					Средний диаметр пор, нм	10
					Объем мезопор, см ³ /г	0,05

Присутствие диаспора и акдалаита является следствием большой длительности процесса. Чистый бемит был получен при температуре T=275 °С, объеме воды V=120 и 300 мл, при времени реакции в τ=3 ч.

Из полученных экспериментальных данных видно, что состав получаемого продукта зависит от времени реакции, температуры и давления.

Анализ адсорбционных свойств показал незначительное изменение удельной поверхности и пористости полученных образцов. Также в образце №1 помимо бемита присутствовали иные соединения алюминия, имеющие отличную кристаллическую структуру. На основании имеющихся данных можно сделать вывод, что полученные образцы обладают высокой насыпной плотностью.

Литература

- [1] Кудряшова Е.Ю., Колокольников К.С., Поджарая, Р.Ю. Труды ГОСНИТИ. М: 2015, с. 22 - 25.
 [2] Чукин Г.Д. Типография Паладин М: 2010, с. 288.
 [3] Perrotta, AJ. Materials Research Innovations 1998. V.2. №1. p. 33 - 38.

ПРОИЗВОДСТВО СПГ ДЛЯ РАКЕТНЫХ ДВИГАТЕЛЕЙ

Карпов А.Б.

Российский государственный университет нефти и газа (НИУ) им. И.М. Губкина.

E-mail: karpov.a@gubkin.ru

Вопрос снижения стоимости запусков ракет-носителей стоял всегда. Во времена космической гонки СССР и США мало задумывались о затратах – престиж страны стоил неизмеримо дороже. Сегодня сокращение расходов «по всем фронтам» стало общемировым трендом. Топливо составляет всего 0,2...0,3 % от стоимости всей ракеты-носителя, но кроме стоимости топлива важен еще такой параметр, как его доступность.

Ракетное топливо состоит из окислителя и горючего, в настоящее время наиболее распространенной является комбинация, состоящая из криогенного и высококипящего компонентов: жидкого кислорода как окислителя и керосина как горючего. Однако оптимальной является пара криогенных компонентов горючего и окислителя – жидкий кислород и жидкий водород.

Керосин начал применяться ещё в 50-х годах и остаётся востребован и по сей день – именно на нём летают российская Ангара и Falcon 9 от SpaceX. Керосин обладает множеством преимуществ, среди которых: высокая плотность, низкая токсичность, обеспечивает высокий удельный импульс, пока что приемлемая цена.

Альтернативой керосину является несимметричный диметилгидразин. У этого горючего всё ещё остаются сферы применения, но оно постепенно отходит на задний план по причине его высокой токсичности.

Жидкий водород является эффективнейшим и экологически чистым горючим и в современных ракетно-космических комплексах он применяется в паре с жидким кислородом. Но чрезвычайно низ-

кая плотность не позволяет в полной мере использовать его для первых ступеней ракет. Есть у него ещё один недостаток – высокая криогенность, что приводит к дополнительным затратам.

Для промышленного получения водорода разработано несколько способов с использованием различного сырья, после чего водород должен быть очищен и осушен от примесей и сжижен. Этот процесс весьма энергоёмкий, требующий сложного оборудования, поэтому стоимость водорода в России чрезвычайно высока. До распада СССР промышленное снабжение жидким водородом осуществлялось комбинатами «Электрохимпром» (Узбекистан) и ДПО «Азот» (Украина). В настоящее время промышленное получение жидкого водорода в России утрачено и существует только опытное производство этого продукта.

Одним из путей решения этой проблемы может стать использование сжиженного природного газа (СПГ) в качестве универсального экологически чистого горючего, а также применение новых схем двигателей с дожиганием восстановительного генераторного газа и эффективных систем охлаждения камер сгорания. В случае применения СПГ в качестве горючего и кислорода в качестве окислителя в схеме с избытком горючего в генераторном газе практически исключается сажеобразование. Дополнительным положительным свойством метанового топлива является его лучшая охлаждающая способность по сравнению с керосином. Переход на метан позволяет решать многие задачи межполетного обслуживания двигателя, так как он после работы остается чистым, без отложений смол и сажи, что обеспечивает сокращение времени и затрат на обслуживание. Можно рассчитывать и на снижение остроты экологических проблем за счет уменьшения содержания вредных веществ в продуктах сгорания топлива.

Актуальность разработки ЖРД на кислородно-метановом топливе подтверждается различными исследованиями и программами по разработке перспективных ракет-носителей как в России, так и за рубежом.

На данный момент есть несколько компаний, заявляющих о скором использовании метана в своих ракетах:

- КВРД FRE-1 от Firefly Space Systems;
- Blue Engine 4 (BE-4) от Blue Origin;
- С5.86 от КБХМ им. Исаева;
- Раптор (Merlin 2) от SpaceX;
- РД от НПО «Энергомаш» для сверхтяжелой ракеты Ангара;
- РД0110МД, РД0162, созданные в КБХА.

Таблица. Физико-химические показатели СПГ для ракетной техники

Показатель	ГОСТ Р 56021-2014	Показатель	ТУ 021 00480689-96
Молярная доля метана, %, не менее	99,0	Объемная доля метана, %	96,0±2,0
		Объемная доля этана, пропана, %	2,820±2,0
		Объемная доля бутан-гексана, %	не более 0,036
		Объемная доля непредельных и циклических углеводородов, %	не более 0,001
Молярная доля азота, %, не более	Не норм.	Объемная доля азота, %	не более 1,130
Молярная доля диоксида углерода, %, не более	0, 005	Объемная доля диоксида углерода, %	не более 0,011
Молярная доля кислорода, %, не более	0, 020		
Массовая концентрация сероводорода, г/м ³ , не более	0, 020	Объемная доля сероводорода и серосодержащих (меркаптаны), %	не более 0,001
Массовая концентрация меркаптановой серы, г/м ³ , не более	0, 036		

Однако стоит вопрос о производстве качественного СПГ для таких двигателей [1]. В соответствии с требованиями разработчиков ракет-носителей СПГ должен по своим физико-химическим по-

казателям отвечать требованиям Технических условий «Газ горючий природный сжиженный. Топливо для ракетной техники» или марке А ГОСТ Р 56021-2014 «Газ горючий природный сжиженный. Топливо для двигателей внутреннего сгорания и энергетических установок. Технические условия» (приведены в таблице) т.е. требованиям, существенно более высоким, чем для СПГ, используемого в качестве горючего для других видов транспорта. Такой продукт можно получать путем дополнительной очистки природного газа при его сжижении с применением технологий [2].

На начальной стадии внедрения СПГ в ракетно-космическую технику снабжение им полигонов ракетно-космической техники может осуществляться от работающих в настоящее время малотоннажных установок для получения СПГ с предварительной подготовкой сырьевого газа.

Литература

- [1] Кондратенко А.Д. Применение СПГ в качестве ракетного топлива // Труды 60-й Всероссийской научной конференции МФТИ. - 2017. - С. 192 - 193.
- [2] Козлов А.М., Федорова Е.Б., Карпов А.Б., Швыдко О.А. Способ производства сжиженного природного газа: пат. Рос. Федерация. № 2017130854 заявл. 31.08.2017.

ИССЛЕДОВАНИЕ ИНТЕНСИВНОСТИ ПРОЦЕССА РАСТВОРЕНИЯ В ПУЛЬСАЦИОННОМ АППАРАТЕ С ЦЕНТРАЛЬНОЙ ТРУБОЙ

Оганесян А. Г., Абиев Р. Ш.

Санкт-Петербургский государственный технологический институт.

E-mail: oganesyan_1511@mail.ru

Пульсационные аппараты предназначены для осуществления химико-технологических процессов в системах жидкость-жидкость, жидкость-газ, жидкость-твердая фаза, жидкость-газ-твердая фаза. Широкое применение нашли колонны непрерывного действия для проведения экстракции, сорбции и растворения. Области применения пульсационных аппаратов в химической технологии весьма разнообразны, причем перечень их может быть значительно расширен. Например, в пищевой промышленности стали применять пульсационные перемешивающие устройства для предотвращения расслоения жидких гетерогенных систем и для получения гомогенных систем. При этом пульсация сообщается через погружаемое в цистерну пульсационный перемешивающий аппарат (ППА).

Пульсационные аппараты – это энергоэффективное оборудование, поскольку позволяет сократить затраты энергии и сэкономить время на проведение процессов.

Цель данной работы – исследование процессов перемешивания в пульсационном аппарате с центральной трубой (рис. 1) [1, 2], а также интенсивности массопереноса при растворении твердых частиц.

Конструкция пульсационных аппаратов предусматривает жесткое закрепление перемешивающих устройств (насадки) внутри аппаратов, а пульсационные импульсы поступают в них от автономных генераторов колебаний, называемых пульсаторами. В качестве рабочего тела при создании пульсационных колебаний обычно используют газ (воздух), а в качестве пульсаторов наиболее широкое, в том числе и промышленное, применение нашли золотниковые распределительные механизмы, чередующие подачу сжатого воздуха в пульсационную камеру аппарата и выброс отработанного воздуха из пульсационной камеры. Благодаря тому, что сами пульсационные аппараты не имеют каких-либо подвижных деталей и не требуют обслуживания, они нашли широкое применение, особенно в радиационной химии.

В пульсационных аппаратах применяются пульсаторы различного вида: поршневые (плунжерные), мембранные, сильфонные и пневматические.

В первой серии экспериментов определяли амплитуду колебаний жидкости, во второй – интенсивность массопереноса.

Исследования проводили следующим образом. В обеих сериях экспериментов зазор между центральной трубой и дном аппарата устанавливали равным $h = 45$ мм. Аппарат объемом 20 литров заполняли водой до отметки 14 литров. Условием наступления резонансных колебаний считали максимальную амплитуду волн на поверхности аппарата.

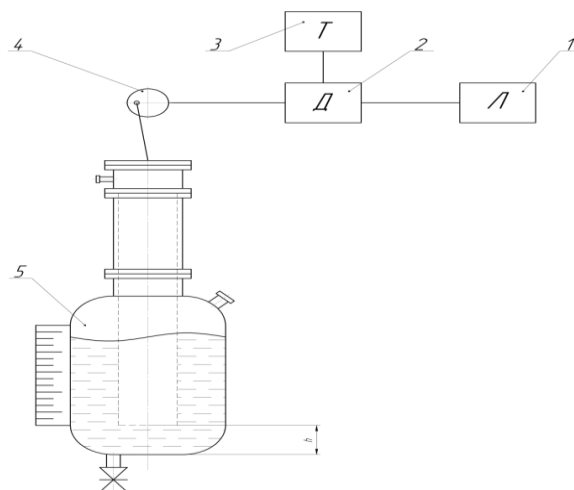


Рис. 1. Схема установки. 1 – ЛАТР; 2 – электродвигатель; 3 – тахометр; 4 – эксцентриковый узел; 5 – пульсационный аппарат с центральной трубой

Результаты определения резонансной частоты колебаний представлены на рис. 2.

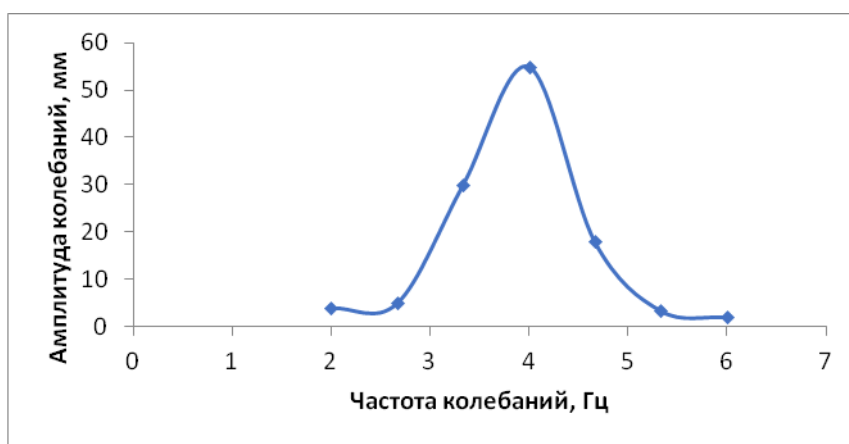


Рис. 2. Зависимость амплитуды колебаний от частоты колебаний

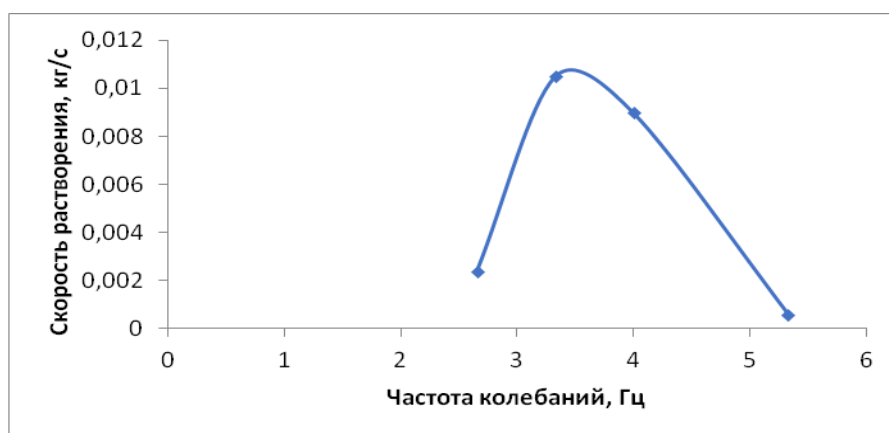


Рис. 3. Зависимость массовой скорости растворения частиц едкого кали от частоты колебаний в пульсационном аппарате с центральной трубой

Во второй серии экспериментов после настройки привода пульсатора на заданную частоту в аппарат засыпали 500 г гранулированной гидроокиси калия. В ходе растворения гранулы вовлекались

в пульсирующие вихри вблизи нижнего среза трубы, и после их полного растворения образовывался опалесцирующий коллоидный раствор (при частотах, близких к резонансу), либо в нижней части аппарата формировался слой высотой 50-60 мм с высокой концентрацией щелочи (при частотах, далеких от резонанса). Определяли время до полного растворения при резонансной частоте, а также время от начала загрузки до образования прозрачного раствора.

На рис. 3 представлена зависимость массовой скорости растворения частиц едкого кали от частоты колебаний в пульсационном аппарате с центральной трубой.

Полученные экспериментальные данные обрабатывали по следующей методике:

Массовый поток растворенного вещества $M = \frac{m}{\Delta t} \cdot \frac{\text{м}}{\text{с}}$.

Средняя масса 10 частиц: $m_{10, \text{ср}} = \frac{0,94+0,99+0,94}{3} \cdot 10^{-3} = 9,567 \cdot 10^{-4} \text{ кг}$.

Средний размер частиц: $d = \frac{9+13+12}{3^{0,5}} \cdot 10^{-3} = 0,011 \text{ м}$, $h = \frac{15+17+20}{3} \cdot 10^{-4} = 1,733 \cdot 10^{-3} \text{ м}$.

Среднее число частиц: $N = \frac{m_{10, \text{ср}} \cdot 10^{-3}}{m_{10, \text{ср}} \cdot 10^{-3}} = 522,648$; $N = \text{round}(N) = 523 \text{ шт}$.

Поверхность одной частицы: $F_o = 4 \cdot \pi \cdot R \cdot h = 2,065 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2$

Общая поверхность частиц: $F = N \cdot F_o = 0,108 \text{ м}^2$

Плотность раствора при концентрации 0.512: $\rho = 1510,6 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$

Коэффициент массопереноса рассчитывается по формуле: $\Delta C = C' - C = 773,722 \frac{\text{кг}}{\text{м}^3}$

Коэффициент массоотдачи рассчитывали по формуле:

$$\beta = \frac{M}{F \cdot \Delta C} \frac{\text{кг} \cdot \text{м}^3}{\text{м}^2 \cdot \text{с} \cdot \text{кг}} = \frac{\text{м}}{\text{с}}$$

Зависимость коэффициента массоотдачи от поверхности гранул к жидкости представлена на рис. 4.

При выполнении экспериментов наблюдали следующие явления: в исследованном аппарате существуют частоты, при которых амплитуда колебаний максимальна, которые соответствуют максимальной скорости растворения (см. рис 2 и рис 3), в данном случае резонанс приходится примерно на 3.5-4 Гц.

Резонансные колебания приводят к увеличению скорости относительного движения фаз, что приводит к интенсификации процесса растворения за счет увеличения числа Рейнольдса при обтекании частиц.

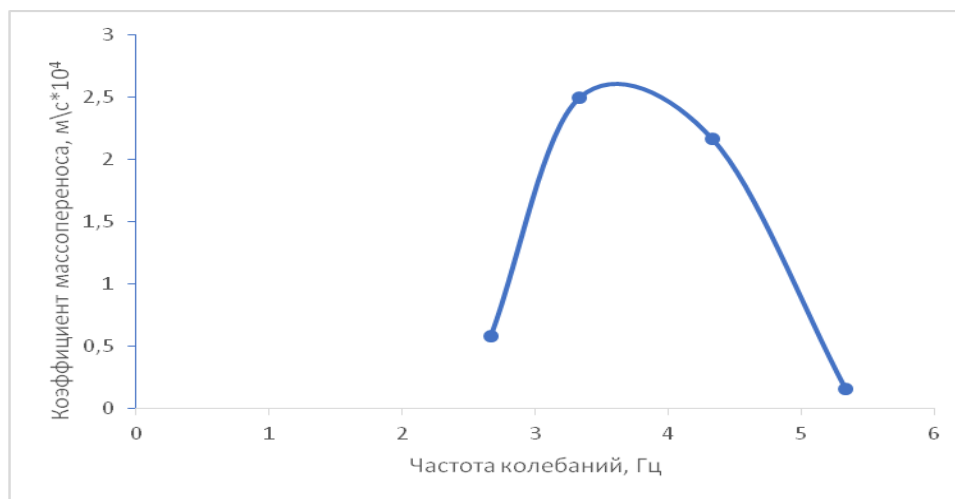


Рис. 4. Зависимость коэффициента массоотдачи от поверхности гранул к жидкости

Преимуществами пульсационного аппарата с центральной трубой заключаются в следующем:

- Возможность создавать абсолютное герметичное пространство.
- Отсутствие вращающихся деталей в объеме аппарата.

- Исключены подвижные уплотнений, а значит, и проблемы с их износом и возможными утечками.
- За счет реализации условий резонансных колебаний можно сократить затраты энергии в десятки раз, ускорить процесс в 3 - 5 раз и более.

Литература

- [1] Абиев Р.Ш. Пульсационный аппарат и способ его эксплуатации. Патент РФ №2497579. Заявл. 17.06.2011. Оpubл. 27.12.2012, Бюл. № 36.
- [2] Абиев Р.Ш. Моделирование нелинейных колебаний жидкости в пульсационном аппарате переменного сечения с использованием одномерной модели// Теоретические основы химической технологии. 2017, т. 51. № 1, с. 58 - 71.

СОВЕРШЕНСТВОВАНИЕ СЕКЦИИ ПОДОГРЕВА СЕПАРАТОРА «HEATER-TREATER» С ЦЕЛЮ СНИЖЕНИЯ ПРОГАРОВ ЖАРОВЫХ ТРУБ

Усманов М.Р., Туманова Е.Ю.

Уфимский государственный нефтяной технический университет.

E-mail: megiion2011@mail.ru

Целью исследования является совершенствование секции подогрева сепаратора Heater-Treater для решения проблемы прогара жаровых труб и накопления шламовых отложений. Для достижения цели необходимо решить следующие задачи:

Задачи исследования:

- 1) моделирование процесса горения природного газа в жаровой трубе и теплообмена в ANSYS FLUENT в совместной постановке;
- 2) оценка напряженно-деформированного состояния распределительного устройства.

«Heater-Treater» - это трехфазный сепаратор с секцией подогрева, который широко используется на нефтепромыслах.

Нефтяная эмульсия содержит механические примеси и соли, которые отлагаются на поверхности труб, ухудшая процесс теплопередачи. Частым дефектом, проявляющимся в процессе эксплуатации аппарата, являются местные перегревы и прогары жаровых труб.

Основной задачей в данной работе является создание такой гидродинамики эмульсии в аппарате, при которой шлам не успеет осесть на поверхность трубы.

Одной из причин данной проблемы является неравномерный ввод сырья в аппарат.

Для равномерного распределения жидкости в аппарате предлагается установка распределительного устройства.

Результаты предыдущих исследований выявили, что наиболее оптимальной конструкцией является распределитель с вводом потока сырья сверху, расположенный между жаровыми трубами.

В результате решения задачи получены значения температуры поверхности жаровой трубы и дымовых газов, поля скоростей дымовых газов, температура нефтяной эмульсии.

На рис. 1 показаны распределения температуры жаровой трубы в секции подогрева, из которого видно, что струи охлаждаются поверхность в местах прогара.

Температура трубы достигает 140 °С в местах прогара. В исходной модели место прогара имеет температуру 300 °С.

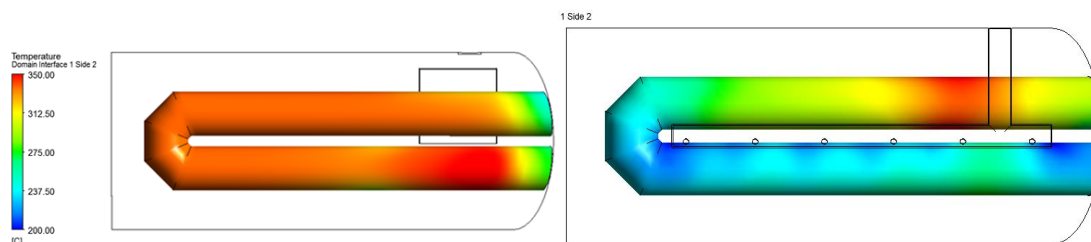


Рис. 1. Распределение температуры жаровых труб

Распределение температуры нефтяной эмульсии представлены на рис. 2 и 3. Средняя температура нефтяной эмульсии в предлагаемой модели в секции подогрева составляет 55 °С. Средняя температура нефтяной эмульсии в исходной модели составляет 32 °С.

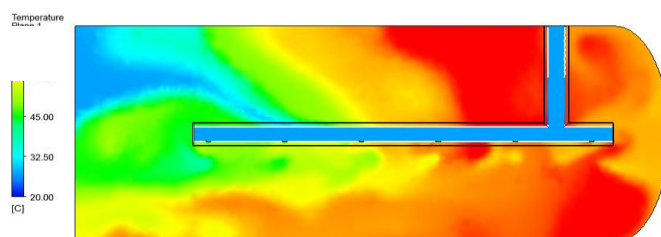


Рис. 2. Распределение температуры нефтяной эмульсии

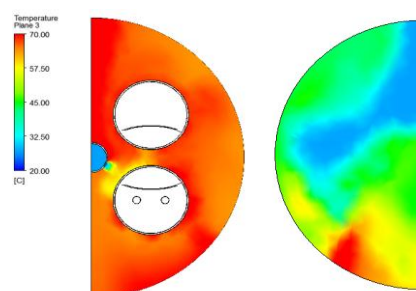


Рис. 3. Распределение температуры нефтяной эмульсии в поперечных сечениях

По рис. 4 можно определить, что скорость газа на входе составляет 0,9 м/с, на выходе из жаровой трубы скорость составляет 0,1 м/с.

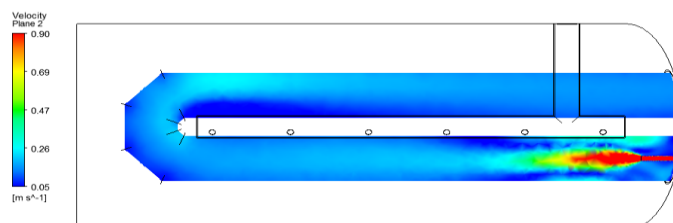


Рис. 4. Распределение скорости дымовых газов в жаровой трубе

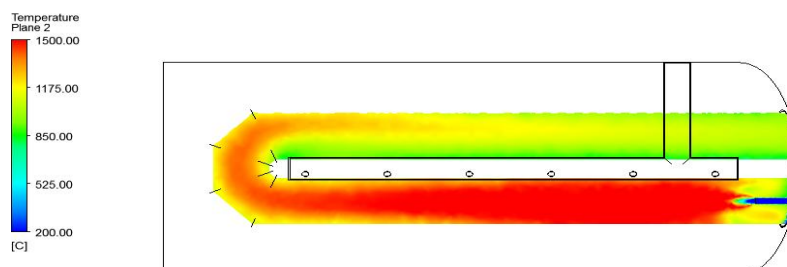


Рис. 5. Распределение температуры дымовых газов в жаровой трубе

На рис. 5 представлено распределение температуры дымовых газов в жаровой трубе. Средняя температура дымовых газов на выходе достигает 750 °С.

Данный режим гидродинамики с распределителем дает возможность сделать предположение, что шламовые отложения будут меньше образовываться на поверхности жаровых труб, и, как следствие, прогаров будет значительно меньше.

Также было оценено напряженно-деформированное состояние распределительного устройства в модуле Static Structural. Полученные результаты возникающих напряжений представлены на рис. 6 и 7. Максимальное напряжение составляет 31 МПа.

На распределителе действуют 2 силы: сила Архимедова и сила тяжести. Сила тяжести была задана по умолчанию. Выталкивающая сила задавалась к нижней образующей и составила 675 Н.

$$F_{\text{выт}} = \rho g V_{\text{расп}}, F_{\text{выт}} = 860 \cdot 9,81 \cdot 0,08 = 675 \text{ Н}$$

Исходя из того, что допустимое напряжение для стали 09Г2С составляет 177 МПа, можно сделать вывод, что разрушение конструкции не произойдет.

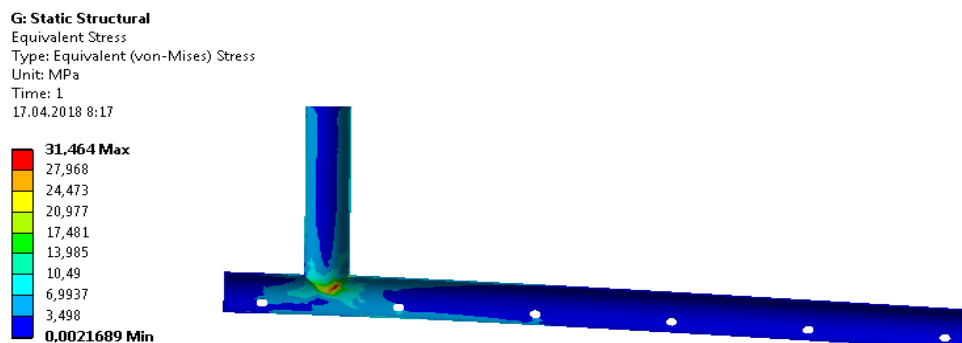


Рис. 6. Напряженно-деформированное состояние

Перемещение концевой части распределителя также невелико и составляет 4,3 мм.

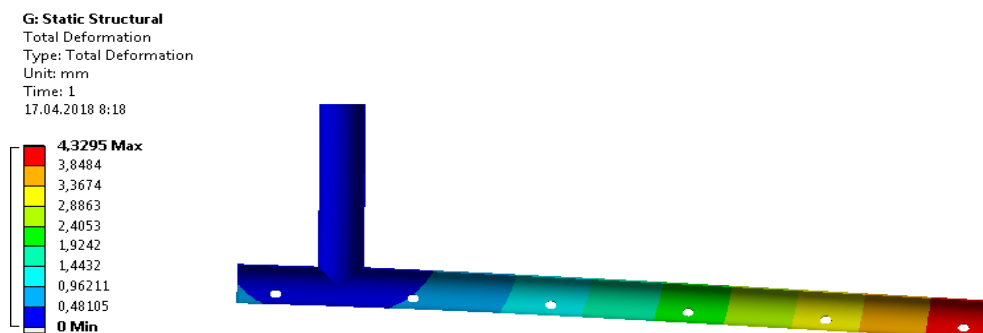


Рис. 7. Напряженно-деформированное состояние

Полученные результаты говорят о том, что дополнительно укреплять распределитель не является необходимым.

1) Применение распределительного устройства позволяет увеличить интенсивность гидродинамики вблизи прогаров жаровой трубы

2) Подача холодного потока непосредственно к жаровым трубам способствует локальному снижению температуры жаровых труб;

3) Интенсификация движения среды вблизи прогаров жаровых труб позволит замедлить их загрязнение и предотвратить перегрев и прогар;

4) Воздействия струй на поверхность жаровой трубы достаточно, чтобы размывать нефтешламовые отложения.

Литература

- [1] Усманов М.Р., Туманова Е.Ю. CFD-моделирование в ANSYS FLUENT. Сгорание природного газа в жаровой трубе. Учебно-методическое пособие по дисциплине «Компьютерное моделирование гидродинамических и теплообменных процессов» для магистрантов направления 18.04.02 «Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии и биотехнологии, Уфа, 2017.

- [2] Лутошкин Г.С. Сбор и подготовка нефти, газа и воды: Учебник для вузов / Г.С. Лутошкин. – 3-е изд. Перепечатка со второго издания 1979. – М.: ООО ТИД «Альянс», 2005. – 319 с.
- [3] Рябов В.Г. Технология переработки нефти и газа. Часть 1. Первичная переработка нефти и газа: учеб. Пособие / В.Г. Рябов. – Пермь: Изд-во Перм. гос. техн. ун-та, 2007. – 225 с.

ИССЛЕДОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ И МАССОПЕРЕНОСА ДВУХФАЗНОГО ТЕЧЕНИЯ В МИКРОКАНАЛАХ С ПЕРЕМЕННЫМ ПО ДЛИНЕ СЕЧЕНИЕМ

Ильин Н. С., Абиев Р. Ш.

Санкт-Петербургский государственный технологический институт.

E-mail: nikita_ilin96@mail.ru

В связи с ограниченностью природных сырьевых ресурсов, а также увеличением стоимости энергоресурсов, возникает вопрос рационального и максимально эффективного их использования. В последнее время большинство предприятий использует оборудование, которое при высоких энерго- и материалоёмкости обладает низкой производительностью. В этой связи ведётся интенсивный поиск новых типов эффективного оборудования, которое при наименьших материало- и энергозатратах способно производить качественную продукцию, не загрязненную примесями, а также безопасную для человека и окружающей среды. Решением вышеупомянутых проблем может стать использование микрореакторов, характеризующиеся малыми объёмами реакционного пространства, высокими скоростями протекания реакций, более точным контролем параметров процесса (температура, давление) в силу малой инерционности, а также малыми диффузионными путями молекул, что значительно ускоряет процессы массопереноса. Особая роль в применении микрореакторов отводится в процессах тонкого органического синтеза, в том числе при производстве активных фармацевтических ингредиентов.

Целью данного исследования является определение условий формирования тейлоровского (снарядного) режима течения в микроканале с переменным по длине сечением [1], а также установление зависимостей размеров пузырей и капель от скоростей фаз и свойств сред. Для достижения этих целей были решены следующие задачи: изготовлена установка (рис. 1), включающая два насоса, микрореактор в виде микроканала с переменным сечением (рис. 2), имеющий в качестве узла смешения фаз Т-образный смеситель. Установка содержит следующее оборудование: расходомеры для каждой из фаз, датчики давления, цифровую фотокамеру с макрообъективом высокого разрешения. На данной установке были проведены эксперименты на системах Ж-Г и Ж-Ж с целью измерения длины и скорости формирующихся капель и пузырей, и определения карты режимов течения. Для определения коэффициентов массоотдачи в системе Ж-Ж будет использована система бутанол-янтарная кислота-вода. Для сравнения были использованы два типа микрореакторов – с переменным и с постоянным сечением, а для построения карты режимов использовались два типа насосов: перистальтический для достижения больших скоростей системы и шприцевой – для малых скоростей.

Все режимы течения в микроканалах можно условно разделить на три группы: с преобладанием сил поверхностного натяжения, с преобладанием сил инерции и переходные между первыми двумя случаями. Данные три группы включают в себя шесть основных режимов течения: расслоенный, волновой, пузырьковый, снарядный, эмульсионный (вспененный) и кольцевой.

Наибольший интерес, с точки зрения массообмена, представляет снарядный режим течения, характеризующийся движением в жидкости, представляющей сплошную фазу, каплей другой – дисперсной жидкости, имеющих снарядообразную форму, поперечные размеры которых соизмеримы с поперечным сечением канала, а длина снарядов может достигать нескольких диаметров капилляра. От стенки снаряды дисперсной жидкости отделены слоем сплошной жидкости, а друг от друга – пробкой сплошной фазы. Для создания снарядного режима течения в микроканалах применяют различные виды смесителей: Т-образный, Х-образный, Y-образный.

Перед началом опытов необходимо приготовить две системы: бутиловый спирт-янтарная кислота и бутиловый спирт-вода. Растворимость бутилового спирта в воде 79 г/л. Если изначально подать систему бутиловый спирт-янтарная кислота к «чистой» воде, то весь бутиловый спирт из данной системы растворится в ней и, следовательно, должного массообмена происходить не будет. После приготовления две эти системы подаются в микрореактор через Т-образный смеситель, причём сплошной фазой будет являться система бутиловый спирт-вода, а дисперсной – система бутиловый

спирт-янтарная кислота. После реакции берётся проба получившейся смеси и методом титрования определяется концентрация янтарной кислоты, перешедшей из дисперсной среды в сплошную. Метод титрования заключается в следующем: в воде помимо бутилового спирта также присутствует и щёлочь, которая вступает в реакцию с янтарной кислотой. Тогда количество щёлочи, убывшей после реакции с кислотой, определяет количество поступившей кислоты. Несмотря на кажущуюся простоту, точность такого метода измерений равна 1-2%.

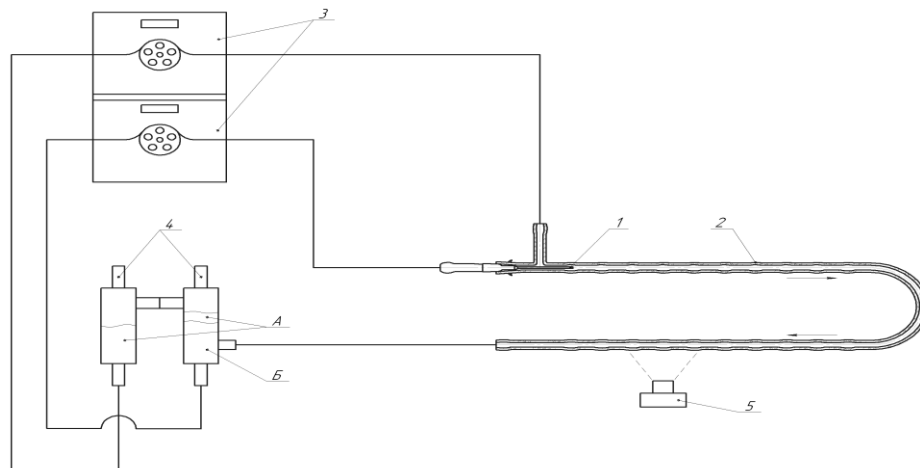


Рис. 1. Схема установки: 1 – сопло для ввода дисперсной фазы, 2 – микроканал, 3 – перистальтические насосы, 4 – сепараторы.
А – сплошная фаза, Б – дисперсная фаза.

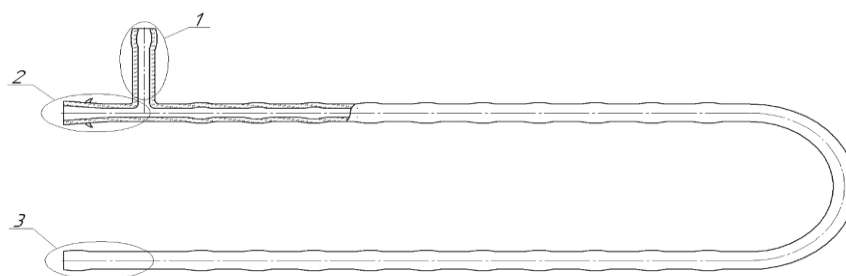


Рис. 2. Микроканал с переменным по длине сечением [3]: 1 – штуцер для ввода сплошной фазы, 2 – штуцер для ввода дисперсной фазы, 3 – штуцер для отвода смеси.

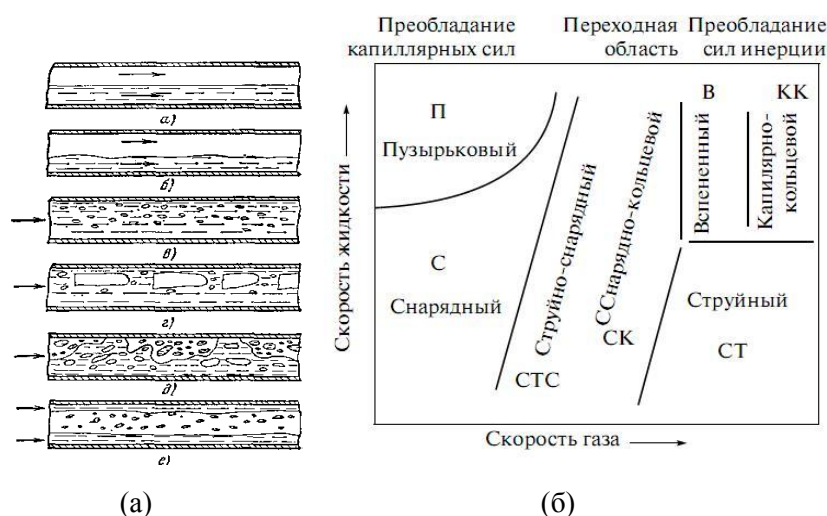


Рис. 3. Режимы течения двухфазной системы в горизонтальном канале. а – расслоенный, б – волновой, в – пузырьковый, г – снарядный, д – вспененный, е – кольцевой [2]

Карта режимов в первом приближении, устанавливающая зависимость размеров пузырей и капель от скоростей фаз и свойств сред, представлена на рис. 4. Опыты проводились на системе вода-воздух применительно к Т-образному смесителю с соплом для ввода дисперсной фазы (маркеры с заливкой) и без него (маркеры без заливки).

Как видно из рис. 5, отношение длин пузырей при данных конфигурациях ввода дисперсной фазы значительно отличаются: длина пузырей при использовании Т-образного смесителя была примерно в 3 раза больше, чем при использовании оригинального сопла для ввода дисперсной фазы, что говорит о том, что сопло [3] позволяет достаточно точно регулировать размеры данных пузырей и обеспечивает их оптимальный диапазон.

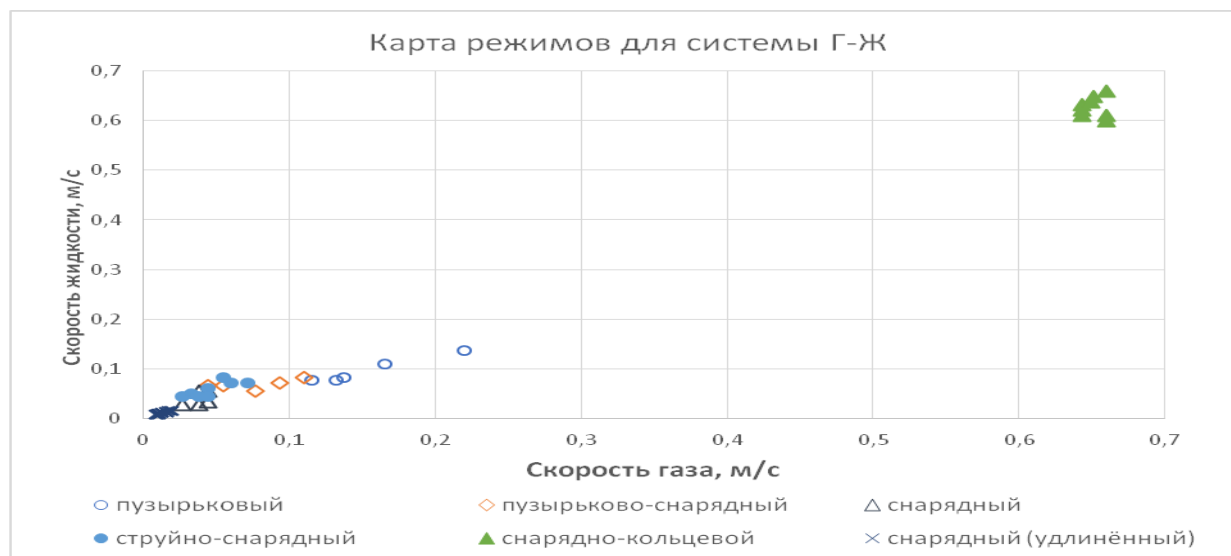


Рис. 4. Карта режимов для системы газ-жидкость для микрореактора с переменным по длине сечением

Опыты показали, что использование сопла для ввода дисперсной фазы [3] значительно уменьшает размеры пузырей дисперсной фазы по сравнению с Т-образным смесителем.

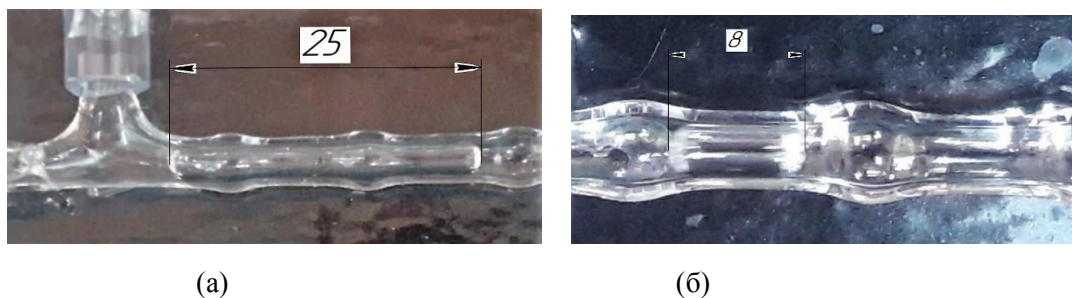


Рис. 5. Сравнение размеров пузырей дисперсной фазы в условиях различной конфигурации ввода дисперсной фазы. а – без сопла (Т-образный смеситель), б – с соплом

Литература

- [1] Абиев Р.Ш. Способ проведения массообменных и реакционных процессов в системах жидкость-жидкость, жидкость-газ и аппарат для его реализации (варианты). Патент РФ № 2342990. Заявл. 04.05.2007. Оpubл. 10.01.2009 Бюл. № 1.
- [2] Кордон М.Я. Гидравлика [Текст]: учебное пособие/ Кордон М.Я., Симакин В.И., Горешник И.Д. – Пенза: Пензенский государственный университет, 2005. – 189 с.
- [3] Абиев Р.Ш., Светлов С.Д. Устройство для диспергирования в жидкости капель или пузырей в микроканалах и способ его эксплуатации. Патент РФ № 2614283. Заявл. 15.02.2016. Оpubл. 24.03.2017, Бюл. № 9

РЕГЕНЕРАЦИЯ ТРИЭТИЛЕНГЛИКОЛЯ В ПРОЦЕССЕ АБСОРБЦИОННОЙ ОСУШКИ ПРИРОДНОГО ГАЗА

Оразов М.Т., Сабитов М.Х.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail:mergen19.94@mail.ru

Одним из этапов предварительной подготовки природного газа перед подачей в газотранспортную сеть является его осушка с целью достижения минимального содержания воды в товарном газе. Определенных жестких нормативных требований к содержанию воды в природном газе для производителей стандартами не определяется. Как правило, максимально допустимое содержание воды находится в диапазоне от 0,06 до 0,11 г/см³ [1].

Наиболее распространенным методом осушки природного газа является использование процесса абсорбции воды гликолевыми поглотителями. Во вновь вводимых современных установках чаще всего используется триэтиленгликоль (ТЭГ). В тоже время, на действующих установках предпочтительнее, процесс проводится в основном с применением диэтиленгликоля и моноэтиленгликоля. Отчасти это может быть связано с тем, что ТЭГ имеет большую вязкость, особенно в условиях низких температур северных областей России, что снижает интенсивность процесса абсорбции.

Процесс абсорбционной осушки, как правило, проводится непрерывно в аппаратах колонного типа с использованием насадочных массообменных устройств. Параллельно на установках проводится обратный процесс непрерывной регенерации использованного абсорбента.

Регенерации абсорбента придается большое значение, поскольку концентрация используемого абсорбента, в конечном итоге, влияет на глубину осушки. В настоящее время разработаны различные методы регенерации, направленные на получение высококонцентрированного абсорбента. В приведенной статье представлено описание трех методов регенерации и результаты их сравнительного расчетного исследования с применением программ численного моделирования.

Рассматриваемые методы представляют собой модификацию исходного процесса десорбции. На газоперерабатывающих заводах республики Туркменистан и в России в основном используются методы, требующие меньшего количества дополнительного оборудования и эксплуатационных расходов.

Также в приведенной статье уделяется внимание вопросам выброса опасных веществ, таких как бензол, толуол, этилбензол и ксилол, обозначаемых аббревиатурой БТЭК, входящим в состав природного газа.

Первый метод повышения регенерации абсорбента заключается в применении инертного отдувочного газа. Добавление инертного газа снижает парциальное давление воды, тем самым создается дополнительная движущая сила для регенерации жидкой фазы. Существует два разных способа добавления инертного отдувочного газа. Первый и более простой способ заключается в прямом впрыске отдувочного газа в ребойлер через трубопровод. Второй альтернативный метод заключается в использовании отдельной насадочной колонны, установленной в нижней части ребойлера (рис. 1). Колонна функционирует как отдельная отгонная колонна, в которой регенерированный абсорбент дополнительно удаляется из воды сухим газом. [2].

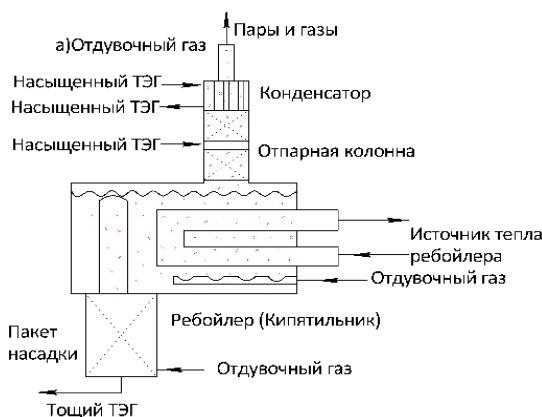


Рис. 1. Метод регенерации гликоля
с подачей отдувочного газа

Второй метод (рис. 2) заключается в достижении глубокой регенерации ТЭГ в процессе азеотропной ректификации. Азеотропная ректификация раствора ТЭГ, насыщенного водой, проводится путем добавки в испаритель толуола, изооктана, бензина-растворителя (процесс «Драйзо») [2]. Указанные вещества образуют положительные азеотропные смеси с водой, присутствующей в ТЭГ. Процесс позволяет довести концентрацию раствора ТЭГ до 99,99 % (масс.), а содержание воды в осушенном газе – до 0,01 - 0,05 г/см³.

Температура в ребойлере 204 °С, при этом ТЭГ регенерируется до содержания воды 1,4 % (масс.). Стекая вниз ТЭГ контактирует с парами азеотропного агента, кипящего в ребойлере, расход агента поддерживается насосом. Азеотропный агент образует азеотропную смесь с парами воды, которые отводятся с верха десорбера. Пары конденсируются в конденсаторе, после чего смесь разделяется в сепараторе. Вода отводится на очистные сооружения, а азеотропный агент насосом подается в ребойлер. Объем сепаратора должен обеспечивать хорошее разделение смеси конденсат азеотропного агента – вода.

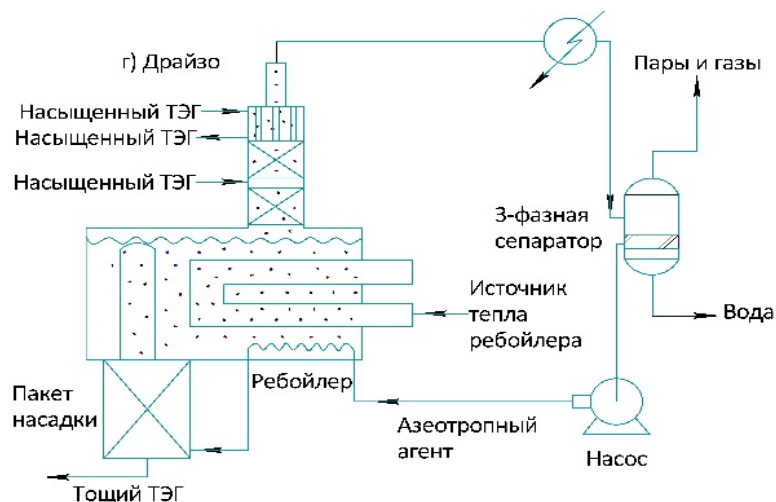


Рис. 2. Регенерации ТЭГ методом «Драйзо»

Регенерированный ТЭГ охлаждается и подается в абсорбер. Процесс «Драйзо» имеет замкнутый цикл по углеводородам. Однако в воде, отводимой из сепаратора, содержатся следы ТЭГ и углеводородов, и она нуждается в дополнительной очистке.

Третий метод заключается в создании вакуума в колонне регенерации, тем самым снижается парциальное давление воды в паровой фазе, что позволяет выпаривать больше воды из абсорбента в ребойлере. Дополнительные затраты, связанная с этим методом, заключаются в установке вакуумного насоса и его эксплуатационных расходах. Схема установки, реализующей третий метод показана на рис. 3.

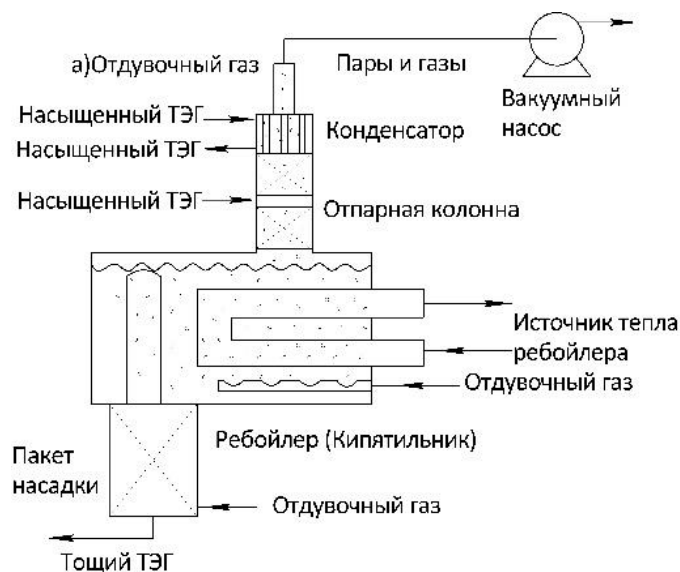


Рис. 3. Регенерации ТЭГ под вакуумом

Сопоставление трех рассмотренных методов проводится с привлечением численного математического моделирования исходя из критериев глубины регенерации и количества выбросов БТЭК.

Анализ и оценка

Характеристики природного газа, принимаемые при моделировании:

- Для товарного газа содержание воды должно составлять менее $0,06 \text{ г/см}^3$,
- Точка росы для сухого газа по воде не должна достигать -10°C при 8275 кПа для экспорта в магистральном трубопроводе.

Следует заметить, что первый показатель может быть достигнут и без применения дополнительных методов регенерации ТЭГ. Второй показатель обеспечивается только за счет применения вышеописанных методов.

На рис. 4 приводится сравнение количества выбросов БТЭК в отводимых газах рассмотренных методов регенерации. Данный показатель имеет важное значение, так как необходимость соблюдения нормативов по выбросам может приводить к дополнительным затратам.

На диаграмме видно, что парогазовая фаза, отделяемая от насыщенного ТЭГ в сепараторе, содержит лишь небольшое количество соединений БТЭК, так как сепаратор работает при 90°C . Большинство соединений БТЭК, отводимых парогазовой фазой из насыщенного ТЭГ, содержится в выхлопных газах регенератора. Выхлопной поток процесса «Драйзо» содержит наиболее низкие величины БТЭК, поскольку рецикл способствует удалению воды из растворителя.

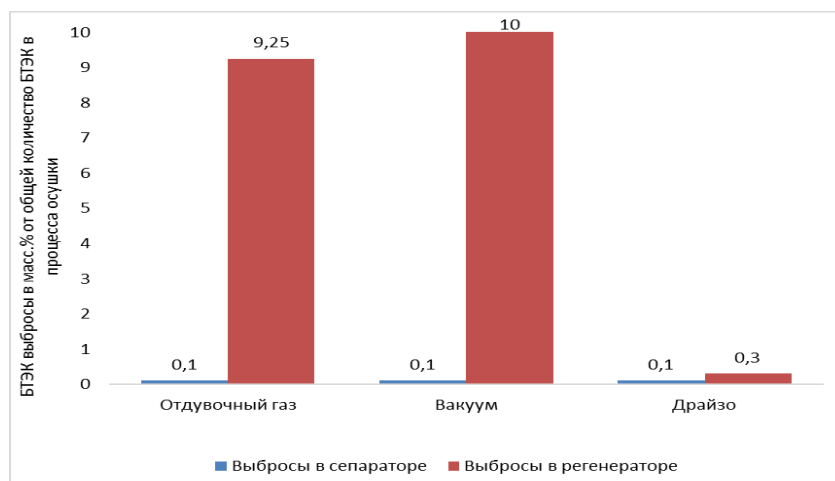


Рис. 4. Сравнение выбросов БТЭК при различных методах регенерации ТЭГ

Сравнения по чистоте ТЭГ, полученных различными методами, показаны на рис. 5.

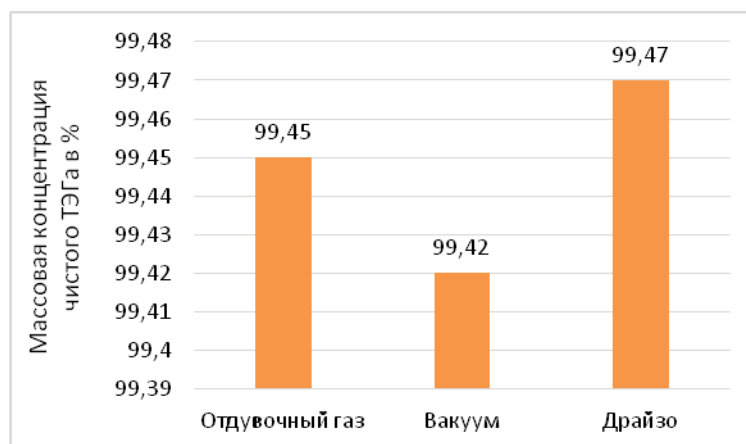


Рис. 5. Сравнение чистоты тощего ТЭГа при различных методах регенерации ТЭГ

Необходимое количество абсорбента для подачи в абсорбер уменьшается пропорционально увеличению чистоты ТЭГ. Другими словами, метод, который позволяет получить более чистый ТЭГ, имеет меньшие потери в выхлопе регенератора из-за меньшего количества поглощенных углеводородов в насыщенном ТЭГ.

Все методы дают примерно одинаковую чистоту ТЭГ. Однако метод десорбции с отдувочным газом требовал большого количества газа, приводящие к большим потерям углеводородов в выхлопной системе регенератора.

Исходя из сравнения по двум показателям, можно сделать вывод, что метод «Драйзо» является более предпочтительным по сравнению с методами, предполагающими использование отдувочного газа и вакуума. Несмотря на сведения в литературе, утверждающие, что методом «Драйзо» можно достичь уровня чистоты ТЭГ до 99,99% масс. [2], эти значения не были достигнуты в процессе моделирования. Однако метод «Драйзо» превосходит по параметрам все остальные методы.

Литература

- [1] György Imrényi, Bence Vizi, Ana Carolina de Magalhães Gomes/ Modelling of regeneration in teg natural gas dehydration units. - Aalborg University Esbjerg "Oil and Gas Technology", 2017. – 59 p.
- [2] Russell F. G., Adler S., Albaugh L. R., and Aldana G. J., "GPSA Engineering Data Book," Gas Process. Suppliers Assoc, p. 821, 2004.

ИНТЕНСИФИКАЦИЯ АЭРОБНЫХ БИОТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ С ИСПОЛЬЗОВАНИЕМ ПЕРЕНОСЧИКОВ КИСЛОРОДА

Валеева Р.Т., Понкратова С.А., Анисимова М.Д.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: valrt2008@rambler.ru

Современная биотехнология нуждается в повышении эффективности аэробных процессов культивирования, которая главным образом, определяется массопередачей кислорода из газовой фазы в жидкость. Снабжение культуры кислородом – один из ключевых факторов, влияющих на скорость и развитие аэробных микроорганизмов и содержание белка в биомассе. В условиях как периодического, так и непрерывного культивирования, оптимальный для роста дрожжей диапазон интенсивности аэрации значительно шире, чем для процесса накопления белка в биомассе. Рост микроорганизмов идет с наибольшей скоростью, когда популяция имеет в достаточном количестве все необходимые компоненты. Клетки способны потреблять только растворимый кислород. Известно, что растворимость кислорода в воде мала, поэтому при выращивании аэробных микроорганизмов необходим постоянный приток кислорода. При аэрации воздухом жидкости только часть кислорода переходит в раствор, а остальное количество не используется. Из всех веществ, потребляемых микробной популяцией, именно кислород из-за высокой скорости потребления и малой растворимости в водных средах является основным лимитирующим фактором процесса наращивания биомассы [1, 2].

Для интенсификации аэробных биотехнологических процессов необходимо повышение содержания кислорода в питательной среде до определенного предела, что ведет к повышению скорости роста микроорганизмов, сокращению лаг-фазы, увеличению урожайности клеток. Для обеспечения нормального роста микроорганизмов необходимо постоянное поддержание в культуральной жидкости относительно высокого уровня концентрации растворенного кислорода [1].

Повышение эффективности аэробных биотехнологических процессов за счет интенсификации массопередачи кислорода является одной из важных практических задач. Поэтому степень влияния того или иного переносчика кислорода на массопередачу в конкретном биотехнологическом процессе можно определить только экспериментальной проверкой.

Проведены экспериментальные исследования по оценке влияния переносчика кислорода, на интенсификацию аэробных процессов культивирования спиртовых дрожжей *Saccharomyces cerevisiae* Y-1986, Y-1334, Y-717 и раса XII с использованием минеральных компонентов синтетической среды Ридер и глюкозы в контрольных процессах и с добавлением переносчика кислорода в опытных процессах. Для исследования в качестве переносчика кислорода использовали неионогенное поверхностно-активное вещество – проксанол – оксиэтилированный полипропиленгликоль – получаемый последовательным присоединением к пропилен гликолю сначала окиси пропилена, а затем окиси этилена - блок-сополимер окиси этилена и окиси пропилена [3, 4].

Исследования по культивированию дрожжей проводили в качалочных колбах объемом 750 мл и с рабочим объемом 150 мл в шейкер – инкубаторе Climo-shaker isf1-x, при температуре 30°C и скорости вращения 100 об/мин. Продолжительность процессов культивирования составила 24 часа. В процессе подготовки питательной среды, а также при культивировании дрожжей концентрацию редуцирующих веществ в отбираемых пробах культуральной жидкости определяли методом Бертрана, количество дрожжевых клеток - подсчетом клеток в камере Горяева, а концентрацию биомассы - по данным измерения оптической плотности с помощью фотоэлектрического фотометра КФК – 3 – 01 – «ЗОМ». Значения активной кислотности поддерживали раствором аммиака и соляной кислоты в интервале 4,8 - 5,0. Полученные экспериментальные данные подвергали статистической обработке с использованием электронных таблиц Microsoft Excel 2010.

Сравнительные данные прироста биомассы всех исследуемых спиртовых дрожжей представлены на рисунке из которого следует, что наибольший прирост биомассы с использованием переносчика кислорода был достигнут у спиртовых дрожжей *Saccharomyces cerevisiae* Y-717 44%, а наименьший прирост биомассы получен у *Saccharomyces cerevisiae* Y - 1334 10 %.

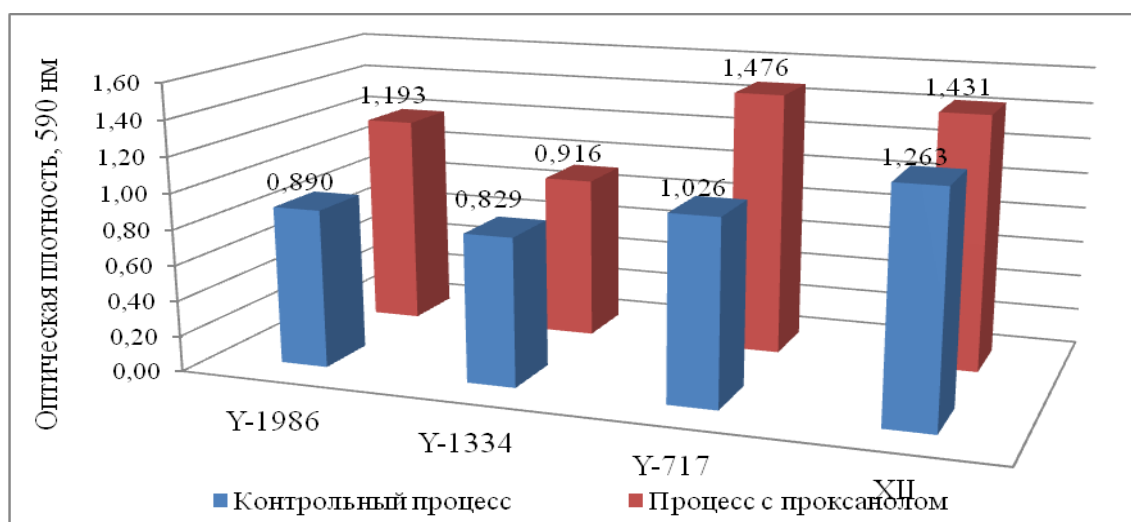


Рисунок. Прирост оптической плотности спиртовых дрожжей *Saccharomyces cerevisiae*

Во всех процессах культивирования спиртовых дрожжей наблюдалось сокращение длительности технологического цикла, более полная утилизация сырья, экономия энергетических ресурсов.

Литература

- [1] Емельянов, В.М. Интенсификация аэробных ферментационных процессов с использованием переносчиков кислорода / В.М. Емельянов // Международной конференции «Международное сотрудничество и развитие биотехнологий в Кировской области»: сб. тез. докладов. – Киров: Изд-во «КГЗ», 2008. – С. 51 - 52.
- [2] Хусаенова, Г.Р. Исследование процессов наращивания биомассы дрожжей с использованием переносчиков кислорода / Г.Р. Хусаенова [и др.] // XIV международная конференция молодых ученых. Пищевые технологии и биотехнологии. – Казань. – 2015. – С. 132.
- [3] Нуретдинова, Э.И. Оценка влияния переносчика кислорода на рост спиртовых дрожжей / Э.И. Нуретдинова [и др.] // Интенсификация тепло-массообменных процессов, промышленная безопасность и экология: Материалы IV всероссийской студенческой научно-технической конференции, 16-18 декабря 2015 г. – Казань: Инновационно-издательский дом «Бутлеровское наследие». – 2015. – С. 40 - 42.
- [4] Illarionov, E.F. Fluorocarbon gas-transferring media. / E.F. Illarionov [et al] // Pushchino. – 1984. – P. 73 - 78.

**ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ ОБЕЗВОЖИВАНИЯ
ЭТИЛЕНГЛИКОЛЯ С ПОМОЩЬЮ ПРОЦЕССА ПЕРВАПОРАЦИИ**

Галиев М. А., Латыпов Д.Р., Фазлыев А.Р., Малыгин А.В., Клинов А.В.
Казанский национальный исследовательский технологический университет.
E-mail: don.galieff2011@yandex.ru

В химической, нефтехимической и других отраслях промышленности процессы разделения многокомпонентных гомогенных жидких смесей являются одними из наиболее энергозатратных (более половины от себестоимости продукции). Поэтому, повышение экономической и экологической эффективности процессов разделения смесей является актуальной задачей.

Одним из наиболее перспективных направлений повышения эффективности массообменных процессов, это влияние на термодинамический фактор разделения и увеличение движущей силы процесса. Таким подходом в данном направлении является использование процесса первапорации, который относят к энерго- и ресурсосберегающей экологически чистой технологии. Процесс первапорации может полностью заменить традиционные процессы (ректификация, экстракция, и т.д.), либо дополнить их, чем открывает широкие возможности к модернизации существующих технологических схем.

Первапорация - это универсальный и гибкий процесс, в котором жидкость при атмосферном давлении контактирует с входной поверхностью мембраны, а на противоположной стороне мембраны удаляются пары с низким парциальным давлением [1]. На рис. 1 показаны способы проведения процесса первапорации. Пермеатом является поток вещества, который проходит через мембрану. Ретантом же называют концентрированное вещество на выходе из мембранного модуля, которое не проходит через мембрану. В зависимости от поставленных задач и пермеат, и ретант могут быть в разное время как целевым, так и побочным продуктом процесса первапорации. С помощью процесса первапорации, обычно обезвоживают органические вещества или выделяют следы органических компонентов из воды или разделяют органические жидкие смеси.

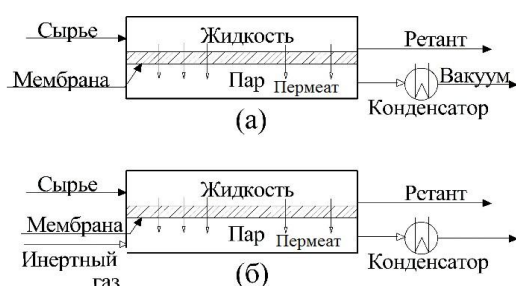


Рис. 1. Принципиальная схема процесса первапорации (а) – Первапорация проводимая под вакуумом, (б) – Первапорация проводимая с использованием инертного газа.

В данной работе исследован процесс первапорационного разделения смеси моноэтиленгликоля (МЭГ) и воды с помощью полимерной мембраны. Данная смесь в большинстве случаев после отработки качестве антифриза, теплоагента, антиобледенителя для обработки поверхности воздушного судна, утилизируется без последующей регенерации ввиду высокой энергоемкости разделения традиционными процессами и разложения под действием высоких температур. Однако, благодаря применению процесса первапорации становится возможным значительно снизить потребление энергии, что повышает рентабельность регенерации МЭГ.

Экспериментальная часть

Схема экспериментальной первапорационной установки представлена на рис. 2.

В сырьевую емкость 1 заливается исходная смесь, которая подогревается до заданной температуры. Далее включается сырьевой насос 2, после чего происходит циркуляция жидкой смеси по контуру, мембранный модуль 3 - сырьевая емкость 4. После достижения заданной температуры, создается движущая сила, путем включения вакуумного насоса 5. Основная часть паров пермеата конденсируется в конденсаторе 4, а несконденсировавшиеся пары улавливаются холодными проточными ловушками 6. Через определенное время происходит отбор проб из сборника пермеата, проточных холодных ловушек и на выходе из мембранного модуля (ретант). Массу пермеата взвешивали на лабораторных весах VIBRA AJ компании SHINKO DENSHI CO.

Процесс продолжается до тех пор, пока целевой продукт исходной смеси не приобретет требуемую концентрацию, путем удаления пермеата.

Экспериментальные исследования обезвоживания этиленгликоля (МЭГ) проводились при условиях приведенных в таблице.

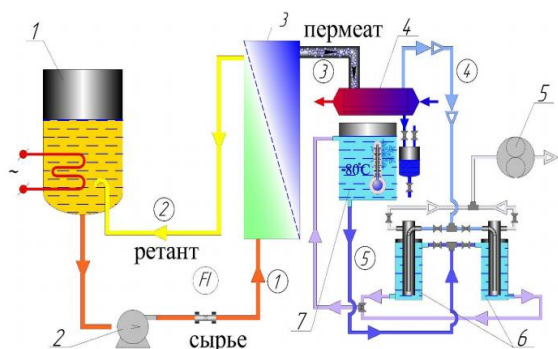


Рис. 2. Схема экспериментальной первапорационной установки: 1 – сырьевая емкость; 2 – сырьевой насос; 3 – мембранный модуль; 4 – конденсатор; 5 – вакуумный насос; 6 – проточные холодные ловушки; 7 – криостат.

Таблица. Условия проведения обезвоживания этиленгликоля первапорационными мембранами МДК-И.

Наименование	Значение
Температура сырья, °С	60
Масса исходного сырья, кг	5
Расход, л/ч	100
Давление в пермеате, мм рт.ст.	20
Температура хладагента в конденсаторе, °С	2
Температура хладагента в проточных холодных ловушках, °С	-70
Площадь первапорационных мембран, м ²	~0.4

При обезвоживании этиленгликоля была использована мембрана компании ЗАО НТЦ «Владипор» типа МДК-И (мембрана диффузионная композиционная – Изогель). Завод-изготовитель указывает способность мембраны МДК-И работать до 80°С. Данная мембрана состоит из подложки и нанесенного на неё селективного слоя. В качестве подложки используется фторуглеродная мембрана. Селективный слой стоит из уретанового полимера. Конструкция мембранного модуля представляет собой корпус из нержавеющей стали AISI304, в котором содержится спирально-навитый полимерный мембранный элемент площадью ~ 0.4 м².

Для приготовленной модельной смеси использовали дистиллированную воду по ГОСТ 6709-72 и МЭГ производства ПАО «Казаньоргсинтез» (ГОСТ 19710-83). В МЭГ содержание основного вещества составляет 99.9 мас. %.

Экспериментальные исследования по обезвоживанию МЭГ полимерными мембранами МДК-И проводились в диапазоне концентраций от ~ 50 до ~ 90 мас. % МЭГ в сырье.

Для анализа состава, выделившегося ретанта и пермеата был использовался газовый хроматограф "Кристалл 2000М" компании ЗАО СКБ Хроматэк.

Результаты экспериментов показали, что поток пермеата (рис. 3) МДК-И при увеличении концентрации МЭГ в сырье от ~ 1,5 до ~ 0,6 кг/(м²·ч) имеет линейный характер уменьшения. Из рис. 5 следует, что в зависимости потока вещества от его концентрации, поток органического компонента (рис. 4) через мембрану в указанном диапазоне концентраций практически не изменяется и составляет в среднем ~ 0,34 кг/(м²·ч). На рис. 5 из зависимости коэффициента разделения

$$\left(\alpha = \frac{\overline{x_a^p} / \overline{x_a^f}}{\overline{x_b^p} / \overline{x_b^f}} \right), \text{ где } \overline{x_a^p}, \overline{x_b^p} - \text{массовые концентрации компонентов в пермеате А и В, а}$$

$\overline{x_a^f}, \overline{x_b^f}$ - массовые концентрации компонентов в ретанте А и В), от концентрации МЭГ видно, что концентрация МЭГ в пермеате не превышает 25 мас. %, что соответствует коэффициенту разделения равному ~4 (рис. 5).

У полимерных мембран МДК-И при 50°С поток был практически идентичен потоку при 60 °С.

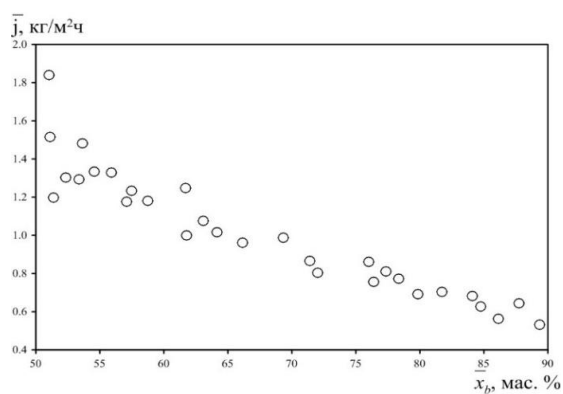


Рис. 3. Зависимость полного потока пермеата [кг/м²·ч] через мембрану МДК-И от концентрации воды в сырье [мас. %] при давлении пермеата 20 мм. рт. ст. при температуре 60°C

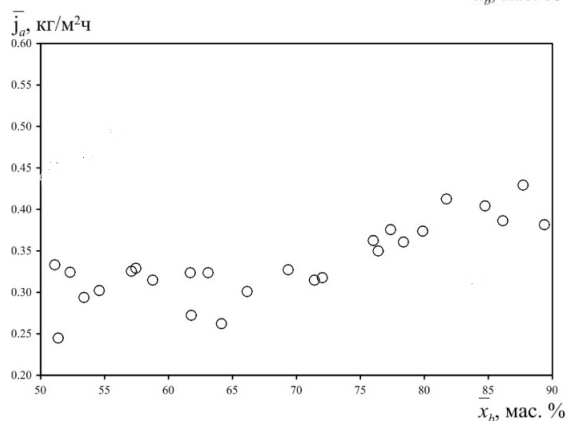


Рис. 4. Зависимость потока МЭГ [кг/м²·ч] через мембрану от концентрации воды в сырье [мас. %] при давлении пермеата 20 мм. рт. ст. при температуре 60°C.

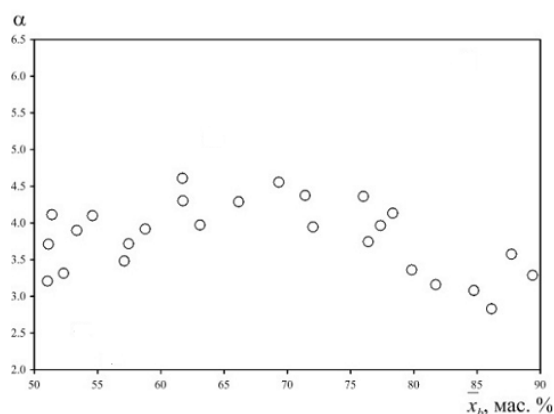


Рис. 5. Зависимость коэффициента разделения от концентрации МЭГ в сырье [мас. %] через мембрану МДК-И при давлении пермеата 20 мм. рт. ст. при температуре сырья 60°C.

Заключение

В данном исследовании установлена возможность применимости мембран МДК - И ЗАО НТЦ «Владипор» для разделения смеси МЭГ - вода. Поток вещества возможен через мембрану от ~ 50 до ~90 мас. % МЭГ в сырье при это коэффициент разделение ~4.

Литература

- [1] Мулдер М. Введение в мембранную технологию — М.: Мир, 1999. — 513 с.
- [2] Акберов Р.Р., Фазлыев А.Р., Клинов А.В., Малыгин А.В., Фарахов М.И., Маряхина В.А., Кириченко С.М. — Обезвоживание диэтиленгликоля методом первапорации с помощью керамических мембран HybSi — Теоретические основы химической технологии, 2014, том 48, № 5, с. 594 - 600.
- [3] Soheila Manshad, Mohd Ghazali Mohd Nawawi, Mohammad Reza Sazegar, Hashim Bin Hassan and Abdulhakim M Alamaria, Membranes with Favorable Chemical Materials for Pervaporation Process: A Review, Department of Polymer Engineering, Universiti Teknologi Malaysia, 81310 Johor Bahru, Malaysia.

УСТАНОВКИ ДЛЯ ПЕРЕРАБОТКИ ОТХОДОВ РАСТИТЕЛЬНОГО СЫРЬЯ

Исламгулов И.Р., Бариев Р.А., Нуртдинов Р.М., Мухачев С.Г., Валеева Р.Т.
Казанский национальный исследовательский технологический университет.
E-mail: valrt2008@rambler.ru

Российская Федерация располагает огромными запасами биоресурсов, включая отходы агро-промышленного комплекса и лесо-деревоперерабатывающей промышленности. Количество органических отходов разных отраслей народного хозяйства Российской Федерации составляет более 390 млн. тонн в год [1]. В результате комплексной переработки возобновляемых источников сырья – отходов древесины, соломы, отходов переработки сельхозпродукции получают такие ценные продукты как: этиловый спирт, кормовые дрожжи, фурфурол и топливо (лигнин) [2]. Промежуточным продуктом во всех этих производствах являются гидролизаты отходов переработки агропромышленного комплекса, лесной и деревоперерабатывающей промышленности, отвечающие строгим требованиям микробиологического синтеза [3]. Для эффективной переработки целлюлозосодержащих отходов требуется соответствующее оборудование обеспечивающее комплексность всех этапов переработки [4].

В центре внимания новых экспериментальных исследований в настоящее время находятся разработки конструкций реакторов гидролизеров, позволяющих наиболее эффективно проводить деполимеризацию отходов растительного сырья. Эти мероприятия должны способствовать усовершенствованию технологии гидролиза сырья гидролизующими агентами [5].

В лаборатории «Инженерных проблем биотехнологии» велись и продолжаются работы по созданию биотехнологических установок для подготовки гидролизатов из отходов растительного сырья [6].

Сотрудниками лаборатории «Инженерных проблем биотехнологии» был создан 6 литровый гидролизер для исследования процессов низкотемпературного гидролиза растительного сырья кислотами, щелочами в мягких условиях при давлении до 3 атмосфер и температуре до 140 °С [7]. После одновременной загрузки всех компонентов, образовавшаяся суспензия гидролизуемого материала быстро нагревается до заданной температуры. После достижения заданной температуры, электрический нагреватель (2,0 кВт) отключается и включается с помощью автоматического терморегулятора (ОВЕН ТРМ1 с датчиком температуры ТСП 100). Отбор проб в гидролизере осуществляется через сетчатый фильтр, установленный на уровне примерно середины столба жидкой фазы, и холодильника типа «труба в трубе».

Так как при проведении экспериментальных работ с использованием низкотемпературного гидролизера температурный интервал был недостаточен для проведения исследовательских работ, была создана малогабаритная масляная лабораторная установка капсульного типа, позволяющая проводить процессы химического гидролиза в рабочем диапазоне температур от 100°С до 180°С при избыточном давлении 0-1,2 МПа. В состав масляной лабораторной установки входят: масляный термостат объемом 3 л с датчиком температуры ДТС 035-50М.ВЗ-250, нагревателем мощностью 600 Вт и терморегулятором ТРМ1 фирмы ОВЕН; капсул для гидролиза объемами по 30 мл. К одной из капсул подсоединен манометр типа ВПЗ-3 с диапазоном измерения избыточного давления до 16 МПа. Для заливки масляного термостата использовали силиконовое масло [8].

С целью расширения температурного диапазона проведения процессов гидролиза были разработаны более безопасные лабораторные установки высокотемпературного гидролиза с металлическими тепловыми аккумуляторами позволяющие варьировать температуру процесса гидролиза от 100 до 240 °С.

Установка высокотемпературного гидролиза с тепловым аккумулятором состоит из: блока теплового аккумулятора; нагревательного элемента; капсул для гидролизуемого материала из нержавеющей стали 12Х18Н10Т; манометра, присоединенного к контрольной капсуле; термопреобразователя сопротивления и терморегулятора [9]. В лабораторной установке высокотемпературного гидролиза с тепловым аккумулятором происходит неравномерное распределение тепловых потоков в аппарате и отсутствие возможности одновременной загрузки рабочих кювет. С целью обеспечения динамичности нагрева гидролизуемого материала в рабочих капсулах была разработана и изготовлена малогабаритная лабораторная установка высокотемпературного гидролиза с тепловым аккумулятором. Корпус установки и капсулы выполнены из нержавеющей стали 12Х18Н10Т. Основными отличиями данной установки от предыдущих установок использование кювет с меньшим наружным диаметром 16 мм; использование кондуктора для одновременной загрузки всех кювет; использование внутрен-

него ТЭНа патронного типа совместно с наружным нагревательным элементом ленточного типа, при этом суммарная мощность нагревательных элементов увеличилась до 2000 Вт [10].

Для наработки лабораторных партий гидролизатов и оценки их биологической доброкачественности создана установка с нагревом гидролизуемой массы острым паром, включающая 1 или 2 гидролизера. Температурный режим в парогенераторе поддерживается автоматически. Пар из расположенного в нижней части установки испарителя подается в емкости для гидролиза, а расход пара соответствует расходу воды, подаваемой в испаритель плунжерным насосом высокого давления [11].

Созданные лабораторные установки позволяют оценивать значения технологических показателей процессов гидролиза и используется как в исследовательских целях, так и в учебном процессе.

Литература

- [1] ГОСТ Р 52808-2007. Нетрадиционные технологии. Энергетика биоотходов. Термины и определения. – Введ. 2009–01–01. – М.: Изд-во Стандартиформ, 2009. – 10 с.
- [2] Сушкова В.И. Разработка технологии безотходного производства этилового спирта и кормовых белковых продуктов на гидролизных заводах: дис. ... д-р биол. наук: 03.00.23 / Сушкова Валентина Ивановна. – Киров, 2004. – 418 с.
- [3] Валеева, Р.Т. Сравнительная оценка процессов роста спиртовых и кормовых дрожжей на серно-кислотных и сернистокислотных гидролизатах растительного сырья / Р.Т. Валеева [и др.] // Вестник технологического университета. – 2015. – Т.18. – № 21. – С. 152 - 154.
- [4] Исламгулов, И.Р. Комплексная установка для переработки целлюлозосодержащих отходов сельскохозяйственной и лесной промышленности / И.Р. Исламгулов, Э.И. Нуретдинова, М.Ю. Шурбина, С.Г. Мухачев // Международной научно-технической конференции «Энерго- и ресурсосберегающие экологически чистые химико-технологические процессы защиты окружающей среды»: сб. докладов. – Белгород: изд-во БГТУ, 2015. – Ч.II. – С. 108 - 109.
- [5] Харина, М.В. Особенности конструкции реакторов для кислотного гидролиза лигноцеллюлозосодержащего сырья / М.В. Харина, О. Н. Григорьева // Вестник технологического университета. – 2017. – Т.20. – № 14. – С. 143 - 150.
- [6] Емельянов, В.М. Совершенствование микробиологических технологий на основе специализированных систем автоматизации научных исследований / В.М. Емельянов, С.Г. Мухачев, А. С. Сироткин // Вестник КГТУ. – 2010. – № 4. – С. 105 - 119.
- [7] Нуртдинов, Р.М. Низкотемпературный гидролиз растительного сырья / Р.М. Нуртдинов [и др.] // Вестник технологического университета. – 2011. – № 15. – С. 150 - 153.
- [8] Нуртдинов, Р.М. Высокотемпературный гидролиз растительного сырья / Р.М. Нуртдинов [и др.] // Вестник технологического университета. – 2011. – №10. – С. 204 - 208.
- [9] Шагивалеев, И.В. Лабораторная установка высокотемпературного гидролиза с тепловым аккумулятором / И. В. Шагивалеев, Р.Т. Валеева, С.Г. Мухачев // Вестник технологического университета. – 2014. – Т.17. – №11. – С. 190 - 192.
- [10] Исламгулов, И.Р. Лабораторные установки для исследования кинетики гидролиза отходов деревоперерабатывающей промышленности / И.Р. Исламгулов [и др.] // Сборник тезисов научно-практической конференции «Повышение эффективности использования и воспроизводства природных ресурсов» – Великий Новгород: НовГУ им. Ярослава Мудрого, 2016. – С. 273 - 276.
- [11] Шагивалеев, И.В. Универсальная установка для исследования процессов гидролиза лигноцеллюлозного сырья / И. В. Шагивалеев, [и др.] // Вестник Казанского технологического университета. – 2014. – Т.17. – № 3. – С. 182 - 183.

ПЕРЕНОСЧИКИ КИСЛОРОДА В БИОТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ ПРОИЗВОДСТВАХ

Нуретдинова Э.И., Валеева Р.Т., Анисимова М.Д., Мартынова В.С.
Казанский национальный исследовательский технологический университет.
E-mail: valrt2008@rambler.ru

Существует много способов повышения массообмена в биореакторах, однако наиболее простым, не требующим изменений в конструкции аппарата, дополнительных энергетических затрат и капитальных вложений, по сей день остается использование поверхностных явлений на границе контакта двух фаз в присутствии переносчиков кислорода.

40 лет назад В. М. Емельянов, выпускник кафедры химической кибернетики Казанского химико-технологического института начал изучение возможности активного транспорта кислорода в системах ферментации. Им разработан принципиально новый подход к интенсификации и регулированию скорости переноса кислорода [1].

За это время в лаборатории "инженерных проблем биотехнологии" в качестве переносчика кислорода исследованы вещества разной химической природы: диоксид марганца и церия, сополимеры, перфторсоединения, неионогенные поверхностно-активные вещества, имеющие высокую химическую устойчивость, биологическую инертность и низкую токсичность. Выявлены основные критерии выбора веществ с газотранспортной функцией, проведены технологические испытания разработанного способа в лабораторных и опытно-промышленных условиях.

Максимальный эффект от внесения переносчика кислорода наблюдается в аппаратах с низкими массообменными характеристиками. Таким образом, предложенный технологический прием позволяет без изменения существующих технологических схем повысить массообмен в аппаратах до 2,5 раз. Целесообразность и эффективность использования переносчиков кислорода в процессах обогащения воздуха кислородом, а также для интенсификации массопередачи кислорода неоднократно подтверждалась экспериментальными результатами в проведенных и проводимых работах Емельяновым Виктором Михайловичем и его учениками и коллегами как в лабораторных условиях так в опытно-промышленных процессах на Ливанском опытно - промышленном биохимзаводе и Щебекинском биохимзаводе, на Волжском гидролизно - дрожжевом заводе, на Александровском и Шумбутском спиртовых заводах Республики Татарстан таких как микробиологический синтез:

- лизина с увеличением концентрации лизина от 5% до 60% [2-4];
- протосубтилина с увеличением активности на 21% и сокращением продолжительности процесса на 15 %;
- щелочной протеаза с увеличением активности на 13%;
- стрептомицина с ростом активности на 11%;
- пенициллина с увеличением активности на 22% [5];
- хлортетрациклина с увеличением активности на 22% и сокращением продолжительности процесса на 20 %;
- рибоксина с увеличением в промышленных условиях съема препарата на 5 %;
- спиртовых дрожжей с ростом биомассы на 28% и выше [6-9];
- кормовых дрожжей с ростом биомассы от 17 % до 30 % [10-12], а также в процессах получения бактериальных штаммов *Bacillus*, белково-витаминных концентратов, продуцентов пектолитических ферментов; микробиологического окисления Д-сорбита в L - сорбозу в присутствии уксуснокислых бактерий *Aceto-bacterXylinum*, выращивания пекарских дрожжей, биodeградации нефтяных загрязнений в воде и почве [13], в процессах биологической очистки сточных вод [11]. Основные результаты проведенных исследований подтверждены авторскими свидетельствами и патентами.

Литература

- [1] Емельянов В.М. Изучение возможности активного транспорта кислорода в системах ферментации: дис. ... канд. техн. наук: 05.17.08 / Виктор Михайлович Емельянов. – Казань, 1978. – 180 с.
- [2] А.С. 4453123/13 Способ получения L - лизина / В. М. Емельянов, Л. А. Музыченко, И. С. Владимирова и др., заявл. 28.12.89.
- [3] Владимирова, И.С. Интенсификация массопередачи кислорода в процессах ферментации с использованием ПАВ: дис. ... канд. техн. наук: 06.17.08 / Владимирова Ирина Сильвестровна. – Казань, 1990. – 146 с.
- [4] Пат. RU 1559696 Российская Федерация, МПК C12N 1/00 (2006.01). Способ культивирования микроорганизмов / В.М. Емельянов и др. заявитель и патентообладатель: В.М. Емельянов, И.С. Владимирова, Н.А. Еремина, Я.Б. Лиєпа, Г.А. Удровский, А.П. Стиканс. – Оpubл. 27.02.1995.
- [5] Емельянов В.М. Применение переносчиков кислорода для решения экологических задач / В.М. Емельянов, З.М. Билялова, И.С. Владимирова, И.В. Ботова, А.И. Жуков, И.Л. Монгайт, И.Д. Родзиллер. Методы очистки производственных сточных вод. - М.: Стройиздат, 1977. – 208 с.
- [6] Александровская Ю.П. Аэробное культивирование спиртовых дрожжей в биореакторе с мембранным аэрирующим устройством, [Текст]: автореф. дис. на соиск. учен. степ. канд. технич. наук (03.00.23)/ Александровская Юлия Павловна; КГТУ – Казань, 2004. – 173 с.

- [7] Филиппова Н.К. Аэробное культивирование чистой культуры спиртовых дрожжей, [Текст]: автореф. дис. на соиск. учен. степ. канд. технич. наук (03.00.23) / Филиппова Надежда Константиновна; КГТУ – Казань, 2004. – 114 с.
- [8] Пат. 2136746 Способ культивирования дрожжей для спиртового производства / В.М. Емельянов и др. – заявл. 17.08.98, опублик. 10.09.99.
- [9] Шавалиев, М.Ф. Биореакторы с мембранными устройствами газового питания для культивирования дрожжей *Saccharomyces cerevisiae*: дис. ... канд. техн. наук: 03.01.16 / Шавалиев Марат Фаридович. – Казань, 2013. – 149 с.
- [10] Зуй, Ю.Н. Разработка и моделирование методов интенсификации биотехнологических процессов БВК в аппаратах с мешалкой: дис. ... канд. тех. наук: 03.00.23 / Зуй Юрий Никитович. – Казань, 1987. – 156 с.
- [11] Билялова, З.М. Применение переносчиков кислорода в биотехнологии / З.М. Билялова [и др.] // VI симпозиум социалистических стран по биотехнологии: сб. тез. York, 2000, Chapter 13, p. 279 - 289 докладов. – Варна: Изд-во НРБ, 1986. – С. 256.
- [12] Валеева, Р.Т. Использование спиртовых дрожжей в производстве кормовых препаратов на основе барды / Р.Т. Валеева // Производство спирта и ликероводочных изделий, 2006. - № 4. - с. 20 – 21.
- [13] T.V. Sakhno, V.M. Emelyanov, V.M. Kurashov. Intensification of Removal of Hydrocarbon Contamination from Water and Soil Using Oxygen Transferors. Remediation Engineering of Contaminated Soils, 2nd Edition of Marcel Dekker, New York, 2000, Chapter 13, p. 279 - 289.

ИНОКУЛЯТОРЫ И БИОРЕАКТОРЫ ДЛЯ ПРОВЕДЕНИЯ АСЕПТИЧЕСКОГО НЕПРЕРЫВНОГО КУЛЬТИВИРОВАНИЯ МИКРООРГАНИЗМОВ

Понкратов А.С., Валеева Р.Т., Анисимова М.Д.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: valrt2008@rambler.ru

В 1969 году была образована кафедра Химической кибернетики и организована научно-исследовательская лаборатория – «Инженерные проблемы биотехнологии». Коллективу лаборатории была поставлена задача создания необходимого оборудования нового поколения с цифровым управлением, так как производимое в небольших количествах конструкторскими бюро биологического приборостроения ферментационные установки АНКУМ, АК-10, АК-210 были жестко фондированы и технически относились к системам с аналоговым управлением, что снижало их возможности по сравнению с зарубежными разработками. На основе передовых взглядов того времени были сформулированы технические требования к автоматизированному лабораторному измерительному комплексу «Биотрон» [1].

В комплексе «Биотрон» проводились исследования стехиометрии и кинетики процессов как в периодических, непрерывных, так и в отъемно-доливных процессах культивирования микробиологического синтеза и с получением высокой воспроизводимости экспериментальных данных, что способствовало получению технологических характеристик штаммов-продуцентов биологически активных веществ. Особенностью комплекса была возможность проведения процессов с использованием плотных культур, что обеспечивалось высокими массообменными характеристиками биореактора [2].

Опыт создания и эксплуатации комплекса «Биотрон» послужил основой для разработки более простых установок. Для экспериментальных биотехнологических процессов в 1989 году сконструирована и создана лабораторная автоматизированная установка, с технологической обвязкой обеспечивающая проведение периодического культивирования в асептических условиях с высокой точностью стабилизации параметров. Разработанная система автоматизированного управления на базе стандартных локальных автоматических регуляторов, включала контуры термостатирования, статирования pH, оксигатирования, измерения и управления расходом жидких и газообразных потоков [3].

Позднее был разработан легко разборным корпусом из тонкой нержавеющей стали удобный в работе аппарат объемом 6 литров, использующийся и в настоящее время в научных исследовательских работах бакалавров, магистров и аспирантов и в учебном процессе [4]. Детали

корпуса снабжены зажимами оригинальной конструкции, обеспечивающими быструю и надежную сборку аппарата. Царга имеет рубашку теплообмена [5].

Аппараты для аэробного выращивания микроорганизмов и проведения биотехнологических процессов разрабатываются и по сей день, постоянно совершенствуются аппараты, для получения все более высоких показателей. Главными условиями, определяющими экономичность обогащения кислородом или азотом, являются большая единичная мощность и минимальные удельные энергетические затраты на получаемый продукт при высокой интенсивности процессов. Этим требованиям удовлетворяют работы [6, 7], предложенные В. М. Емельяновым и Ш. Г. Еникеевым технология обогащения организованной в той или иной модификации барботажной колонны со встроенными контактными устройствами с естественной или принудительной циркуляцией, т.е. аппараты способны обеспечить интенсивность массообмена при значительно меньших энергозатратах чем аппараты с механическим перемешиванием [8, 9].

В этом направлении работа была продолжена учениками В.М. Емельянова Александровской Ю.П. [10], Шавалиевым М.Ф. в части совершенствования конструкции биореакторов – инокуляторов [11]. Автором предложена технологическая обвязка, обеспечивающая подачу питательной среды и кислорода в биореактор. Аэрация чистым кислородом осуществляется через стенки силиконового шланга с закрытым концом, закрепленного на цилиндрическом каркасе из нержавеющей стали, установленном в биореакторе. Технологическая обвязка линии избыточного давления кислорода выполнена из дюритового шланга [10, 12].

В 2000 годы разработаны модели функционирования аппаратов с мембранными устройствами «беспузырькового» подвода кислорода [11, 13], создана конструкция инокулятора – биореактора колонного типа с осевым расположением газопроницаемых полимерных трубчатых мембран, закрепленных между днищем, имеющим газораспределительную полость, и подвижным газосборным устройством [14]. Другая предложенная конструкция биореактора позволяет интенсифицировать массообменные процессы за счет повышения рабочего давления газа в газопроницаемых полимерных трубчатых мембранах, за счет более интенсивного контакта культуральной жидкости, движущейся по винтовой поверхности перпендикулярно трубчатым мембранам, за счет увеличения пути движения потока культуральной жидкости в биореакторе. Биореактор вытеснения с мембранным устройством подвода газового питания, содержащий газопроницаемые полимерные трубчатые мембраны, установленные вдоль оси корпуса, отличающийся тем, что внутри корпуса вдоль центральной его оси установлена несущая труба теплообменника, внутри которой расположена труба подвода газа, соединенная с газораспределительным устройством, снаружи несущей трубы теплообменника установлена винтовая перфорированная поверхность, через отверстия которой проходят газопроницаемые полимерные трубчатые мембраны, закрепленные между крышкой и газораспределительным устройством [15].

В настоящее время в лаборатории «Инженерные проблемы биотехнологии» продолжают работы аспирантами Латыповым Э.Д. [16], Хабибрахмановым Р.Б. [17], студентами и магистрами кафедры. Разработанные технологии и аппаратура подтверждены многочисленными патентами и применимы для интенсификации и совершенствования биотехнологических производств: получение этанола, биоэтанола, кормового белка и кормовых дрожжей и для развития ряда других важнейших направлений современной промышленной биотехнологии.

Литература

- [1] Автоматизированный исследовательский комплекс «Биотрон»: Отчет / Отраслевая научно-исследовательская лаборатория инженерных проблем биотехнологии Главмикробиопрома. – 128 - 77; № ГР.76024408; Т.2. – Казань, 1979. – 256 с.
- [2] Пат. RU 2021849 C1 Российская Федерация, МПК B01F7/16, C12M1/02 (2006.01).
Перемешивающее устройство для многофазных сред / С. Г. Мухачев, Р. И. Валеев, Ш. Г. Еникеев, В.П. Верхорунов, В.А.Шушков; заявитель и патентообладатель: С. Г. Мухачев, Р. И. Валеев. – Оpubл. 30.10.1994.
- [3] Емельянов, В.М. Совершенствование микробиологических технологий на основе специализированных систем автоматизации научных исследований / В.М. Емельянов, С.Г. Мухачев, А. С. Сироткин // Вестник Казанского технологического университета. – 2010. – № 4. – С. 105 - 119.
- [4] Мухачев, С.Г. Архитектура и основные технические решения лабораторных и опытно-промышленных комплексов для биотехнологических исследований / С.Г. Мухачев [и др]. //

- Международной конференции «Международное сотрудничество и развитие биотехнологий в Кировской области»: сб. тез. докладов. – Киров: Изд-во «КГЗ», 2008. – С. 22 - 31.
- [5] Хабибрахманов, Р.Б. Исследование массообменных характеристик аппаратов с перфорированными мешалками сульфитным методом / Р.Б. Хабибрахманов, С.Г. Мухачев // Вестник Казанского технологического университета. – 2014. – Т 17. – № 2. – С. 140 – 143.
- [6] Еникеев, Ш.Г. Метод «диффузионного шунта» для интенсификации транспорта кислорода в процессах ферментации / Ш.Г. Еникеев, В.М. Емельянов // Микробиологическая промышленность. – 1977. – № 9. – С.6 - 9.
- [7] Еникеев, Ш.Г. Автоматизированные системы экспериментальной микробиологии / Ш.Г. Еникеев [и др.]. // Вестник Казанского технологического университета. – 2006. – № 4. – С. 95 - 106.
- [8] Yemel'janov, V.M. Development of a method of calculating the mass exchange characteristics of airlift units / V.M. Yemel'janov, Sh. G. Yenikejev, M.S. Nursubin // MIT Press. – P. 195-236.
- [9] Hsu, K.H. Oxygen transfer to mixed cultures in tower systems / K.H. Hsu, L.E. Erickson, L.T. Fan // Biotechnol. And Bioeng, 1975. – V. XVII. – P. 499 - 514.
- [10] Александровская, Ю. П. Аэробное культивирование спиртовых дрожжей в биореакторе с мембранным аэрирующим устройством: дис. ... канд. техн. наук: 03.00.23 / Александровская Юлия Павловна. – Казань, 2004. – 173 с.
- [11] Шавалиев, М.Ф. Биореакторы с мембранными устройствами газового питания для культивирования дрожжей *Saccharomyces cerevisiae*: дис. ... канд. техн. наук: 03.01.16 / Шавалиев Марат Фаридович. – Казань, 2013. – 149 с.
- [12] Мухачев, С.Г. Кинетика аэробного культивирования спиртовых дрожжей в мембранном биореакторе / С.Г. Мухачев [и др.] // Вестник Казанского технологического университета. – 2003. – №3 – С. 168 - 172.
- [13] Пат. RU 2415913 C1 Российская Федерация, МПК С 12 М 1/04 (2006.01). Биореактор вытеснения с мембранным устройством подвода и стерилизации газового питания / Емельянов В.М., Мухачев С.Г., Шавалиев М.Ф., Яруллин Р.С., Якушев И.А., Аблаев А.Р., Владимирова И.С.; заявитель и патентообладатель: ООО «Биотехконсалтинг». – Оpubл. 10.04.2011, Бюл. № 10.
- [14] Пат. RU 2446205 C1 Российская Федерация, МПК С 12 М 1/04 (2006.01). Биореактор вытеснения с мембранным устройством подвода газового питания / Мухачев С.Г., Емельянов В.М., Шавалиев М.Ф., Владимирова И.С., Аблаев А.Р., Нуруллина Е.Н.; заявитель и патентообладатель: ООО «Биотехконсалтинг». – Оpubл. 27.03.12, Бюл. № 9.
- [15] Шавалиев, М.Ф. Оценка параметров процесса культивирования дрожжей в инокуляторе с мембранным устройством подвода газового питания / М.Ф. Шавалиев, С.Г. Мухачев, В.М. Емельянов // Вестник Казанского технологического университета. – 2011. – № 5. –С. 150 - 153.
- [16] Латыпов, Э.Д. Биореактор вытеснения с мембранным устройством стерилизации газового питания / Э.Д. Латыпов, М.Ф. Шавалиев, С.Г. Мухачев // IX международный конгресс биотехнология: состояние и перспективы развития: сб. тез. докладов. – Москва: «РЭД ГРУПП», 2017 – С.341 - 343.
- [17] Хабибрахманов, Р.Б. Исследование мощностных характеристик перфорированных одноярусных мешалок при варьировании аэрации / Р.Б. Хабибрахманов, С.Г. Мухачев // Вестник Казанского технологического университета. – 2012. – № 11. – С. 172 – 174.

ПРОЕКТИРОВАНИЕ АППАРАТУРНО-ТЕХНИЧЕСКОГО РЕШЕНИЯ ДЛЯ ПРОЦЕССОВ ТЕПЛО-МАССООБМЕНА

Салахова Э.И., Дмитриев А.В., Дмитриева О.С.

Нижнекамский химико-технологический институт (филиал КНИТУ).

E-mail: elmira_kazan@mail.ru

Интенсификация тепло-массообменных процессов в промышленности подразумевают разработку и проектирование новых технических решений, а именно, аппаратов, позволяющих повысить эффективность протекания технологических процессов, хорошее распределение рабочих сред, высокую производительность при относительно низких энергетических затратах. Эффективность тепло-массообмена является одной из основных характеристик контактных устройств.

Проводимые в последние годы исследования в области создания контактных устройств позволяют убедиться, что подобного типа устройства являются перспективным направлением в области совершенствования работы промышленных аппаратов [1].

В работах [2, 3] показаны, что контактные устройства могут позволить повысить производительность при сохранении эффективности на требуемом уровне.

В настоящей работе предложено аппаратное оформление тепло-массообменных процессов, а именно аппарат со струйно-пленочным контактным устройством. Разработка данного аппарата производилась с использованием программного модуля «Ansys Fluent». Исследуемый аппарат имеет цилиндрическую форму, диаметром 100 мм и высотой 272 мм. В аппарате расположено струйно-пленочное контактное устройство, которое состоит из колец, дисков, вертикальной перегородки. Кольца и диски чередуются и расположены между собой параллельно [4]. В качестве текучей среды был выбран воздух, начальная температура которого принята 20 °С, температура поверхностей 50 °С, скорость потока варьировалась от 1 до 20 м/с.

Были проведены исследования процессов тепло-массообмена между поверхностями струйно-пленочного контактного устройства предлагаемого аппарата, при изменении его геометрических размеров. Геометрические размеры всего аппарата увеличивались и уменьшались в 2 раза.

В результате исследований, полученные числа подобия Нуссельта и Рейнольдса позволили определить наибольший и наименьший коэффициент теплоотдачи. Наибольший коэффициент теплоотдачи наблюдается на поверхности внутренней стенки аппарата. При увеличении геометрических размеров всего аппарата коэффициент теплоотдачи повышается примерно в 2 раза. Наименьший коэффициент теплоотдачи наблюдается на свободной поверхности диска струйно-пленочного контактного устройства, который при изменении геометрических размеров аппарата меняется незначительно. Уровень значений между поверхностью внутренней стенки аппарата и свободной поверхностью диска струйно-пленочного контактного устройства отличается в 5 раз [3].

Работа выполнена при финансовой поддержке Российского фонда фундаментальных исследований (проект № 16-38-60081 мол_а_дк).

Литература

- [1] Салахова Э.И., Дмитриев А.В., Дмитриева О.С. Вестник технологического университета. 2018. Т. 21. № 3, с. 82 - 86.
- [2] Мадышев И.Н., Дмитриева О.С., Дмитриев А.В. Вестник Казанского технологического университета. 2013. Т. 16. № 23, с. 159 - 161.
- [3] Салахова Э.И., Дмитриев А.В., Дмитриева О.С. Вестник технологического университета. 2018. Т. 21. № 1, стр. 59 - 62.
- [4] Дмитриева О.С., Салахова Э.И., Дмитриев А.В., Патент РФ № 177443, Аппарат для тепломассообменных процессов. Оpubл. 21.02.2018. Бюл. № 6.

ИСПОЛЬЗОВАНИЕ ВИХРЕВОЙ ТРУБЫ В ЛАБОРАТОРИИ ДЛЯ ПОЛУЧЕНИЯ ХОЛОДА

Султанова Е.И., Гафарова Э.Б.

Российский государственный университет нефти и газа (НИУ) им. И.М. Губкина.

E-mail: yekaterinasultanova@gmail.com

Необходимость получения холода была и остается одной из важных задач для различных сфер жизнедеятельности. Как, например, в лаборатории – для охлаждения низкиотепляющих веществ и аналитических блоков оборудования, так и в промышленности, где низкотемпературные технологии получили широкое применение на всех этапах производственного цикла СПГ –от изготовления до его использования [1].

Наиболее популярным решением в области холодопроизводства является применение пароконпрессорных машин. Однако, основным недостатком хладогенераторов подобного типа является необходимость использования хладагентов, применение которого актуально только при высоких мощностях производства [2, 3].

Альтернативным способом получения холода является применение установок на основе вихревой трубы. Вихревой эффект, который иногда используют для охлаждения газа, состоит в разделении потока газа на два (холодный и горячий) при расширении газа в вихревой камере. Вихревая камера устроена так, что газ входит в нее через тангенциальное сопло со скоростью звука и совершает вращательное движение внутри камеры. Осевые слои газа охлаждаются за счет относительного разрежения, а наружные, трущиеся о стенки камеры, нагреваются. При этом до 80 % газа может охлаждаться на 20 - 70 °С.

По энергетической эффективности и удельной холодопроизводительности вихревые трубы значительно уступают турбинным и парокompрессионным машинам. Поэтому в областях, где холод является постоянной необходимостью, вихревые аппараты неконкурентоспособны по отношению к другим видам холодильной техники. Однако, в лабораторных условиях требуется только периодическая потребность в получении холода: при охлаждении растворов, подготовке полимеров к испытаниям, охлаждение блоков приёма ИК-излучения и т.д. В этих случаях, когда нецелесообразно содержать стационарные установки, вихревые холодильники выигрывают по сравнению с фреоновыми.

Литература

- [1] Карпов А.Б., Козлов А.М., Кондратенко А.Д. Технология получения малотоннажного СПГ с двумя контурами охлаждения// Деловой журнал Neftegaz.ru. 2018. № 2. С. 50 - 54.
- [2] Кондратенко А.Д., Карпов А.Б., Козлов А.М. Разработка комбинированного способа предварительной подготовки природного газа перед сжижением. Материалы VIII международной научно-технической конференции «Низкотемпературные и пищевые технологии в XXI веке». С.-Пб. ИТМО. 2017. С. 132 - 134.
- [3] Козлов А.М., Федорова Е.Б., Карпов А.Б., Швыдко О.А. Способ производства сжиженного природного газа: пат. Рос. Федерация. № 2017130854 заявл. 31.08.2017.

ПРИМЕНЕНИЕ СИНХРОННОГО ТЕРМИЧЕСКОГО АНАЛИЗА ПРИ ИССЛЕДОВАНИИ ПРОЦЕССА ПИРОЛИЗА БЕССЕРНИСТОГО СЫРЬЯ

Танкиева З.И., Гафарова Э.Б.

Российский государственный университет нефти и газа (НИУ) им. И.М. Губкина.

E-mail: 198028712@yandex.ru

Пиролиз прямогонных бензиновых фракций и газовых конденсатов, широкой фракции лёгких углеводородов и пропан-бутановых фракций – основной источник газообразных и жидких олефинов и ароматических углеводородов для нефтехимической промышленности. Но при увеличении стоимости и уменьшения объёмов прямогонных нефтяных бензиновых фракций в качестве сырья в перспективе необходимо рассматривать и синтетические жидкие углеводороды, не содержащие сернистые соединения из-за особенностей производства (необратимое отравление катализаторов серосодержащими соединениями) [1].

Учитывая, что серосодержащие соединения в течении долгого времени рассматриваются как вещества, уменьшающие коксообразование, то при применении не содержащего серу сырья следует ожидать повышенного коксообразования [2, 3].

В работе для определения коксовых отложений на кольце из нержавеющей стали, помещенном в реакционную зону кварцевого реактора, в качестве сырья применялись прямогонные бензиновые фракции, полученные при перегонке синтетических жидких углеводородов, пиролиз проводился при температуре 840 °С, времени 0,2 с и разбавлении водяным паром 35 % масс. в течении 5 часов.

Рассматривая синхронный термический анализ (СТА) как совмещение термогравиметрии (ТГ) и дифференциальной сканирующей калориметрии (ДСК) при проведении испытаний возникает возможность одновременного определения как потерь массы, так и выделяющегося тепла [3].

Были проведены опыты без добавления серосодержащих соединений и с добавлением этилмеркаптана (50 ppm S на сырье) и проведен анализ отложений. При выполнении СТА-анализа первоначально вакуумировался для удаления остатков воды и жидких углеводородов, далее кольцо продувалось смесью 20 % кислорода и 80 % азота (общий расход 50 мл/мин) при 25 °С в течении 30 минут, в дальнейшем температура повышалась со скоростью 10°/мин до 800 °С. Для каждого выжига кокса были характерны несколько ступеней потери массы, что можно связать с наличием различных коксовых отложений и их распределением.

При проведении испытаний для калибровки по тепловым эффектам использовались бифенил, бензойная кислота, нитрат рубидия, перхлорат калия, сульфат серебра, хлорид цезия, хромат калия и карбонат бария.

Литература

- [1] Карпов А.Б., Кондратенко А.Д., Козлов А.М., Жагфаров Ф.Г. Влияние ингибиторов на коксообразование и содержание ароматических углеводородов в тяжелой смоле пиролиза// Газовая промышленность. 2016. № 2 (734). С. 41-44.
- [2] Карпов А.Б., Жагфаров Ф.Г., Козлов А.М. Повышение энергоэффективности процесса пиролиза путем снижения коксообразования// Территория НЕФТЕГАЗ. 2015. №11. С.100-104.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ТЕПЛОЕМКОСТИ МАСЕЛ И СПЕЦИАЛЬНЫХ ЖИДКОСТЕЙ

Трухин Г.О., Гафарова Э.Б.

Российский государственный университет нефти и газа (НИУ) им. И.М. Губкина.

E-mail: glebrukhin1402@gmail.com

При использовании масел-теплоносителей особое значение придается их теплоемкости, как одному из параметров, влияющих на эффективность и стабильность работы как масла, так и теплообменного оборудования. Подбор масла с большей теплоемкостью дает возможность эксплуатанту снизить перекачку жидкости и, как следствие, снизить операционные затраты. Поэтому важно выполнять как входной, так и периодический контроль теплоемкости масел в интервале температур, при которых прогнозируется работа теплоносителя. Измерение теплоемкости при одной температуре не может являться эффективным, так как теплоемкость жидкостей зависит от температуры.

Классическим методом измерения теплоемкости является метод, описанный в ГОСТ Р 56754-2015 (ISO 11357-4:2005), и основанный на определении теплоемкости, как количества теплоты, необходимого для нагрева тела массой 1 кг на 1 К с использованием дифференциального сканирующего калориметра (ДСК). Однако данный метод не лишен недостатков, главным из которых является невозможность измерения теплоемкости при близких температурах за одно испытание и жесткие требования к печи прибора.

Следует отметить, что стоимость прибора для ДСК значительна и следует рассмотреть возможность использования универсальных приборов, например, синхронного термического анализатора (СТА), который также применяется при испытаниях катализаторов, адсорбентов и добавок для снижения коксообразования [1-3].

В результате работы были оптимизированы условия измерений при использовании инертного газа - азота и измерены теплоемкости масел с шагом 1°C в интервале 50-150°C на имеющемся СТА анализаторе STA 449 F1 Jupiter с погрешностью не более 5 % при использовании как алюминиевых, так и платиновых тиглей при проведении опытов с крышками и без них, а также при использовании различных газов (азот, аргон, гелий).

Литература

- [1] Карпов А.Б., Кондратенко А.Д., Козлов А.М., Жагфаров Ф.Г. Влияние ингибиторов на коксообразование и содержание ароматических углеводородов в тяжелой смоле пиролиза// Газовая промышленность. 2016. № 2 (734). С. 41 - 44.
- [2] Трифонова И.Н., Козлов А.М. Определение ёмкости цеолитов для глубокой очистки газа перед ожижением// Тезисы докладов конференции «Новые технологии в газовой промышленности». М.: РГУ нефти и газа имени И.М. Губкина. 2013. 151 с.
- [3] Стенина Н.Д., Козлов А.М. Определение емкости цеолитов для подготовки природного газа к сжижению// Тезисы докладов 71 конференции «Нефть и газ 2017». М.: РГУ нефти и газа (НИУ) имени И.М. Губкина. 2017. 453 с.

**ОПРЕДЕЛЕНИЕ ТЕПЛОПРОВОДНОСТИ МАСЕЛ
И СПЕЦИАЛЬНЫХ ЖИДКОСТЕЙ**

Фомина В.А., Гафарова Э.Б.

*Российский государственный университет нефти и газа (НИУ) им. И.М. Губкина.**E-mail: vikusikfomina.17@gmail.com*

При подборе теплоносителей для закрытых контуров долгое время уделялось внимание только теплоемкости, как параметру, характеризующего количество тепла, способного поглотить/отдать маслом при работе. Однако, при интенсификации процесса теплообмена и увеличении площадей теплообменного оборудования следует учитывать и теплопроводность масел для учета кинетики процесса.

Подбор масла с оптимальной теплопроводностью дает возможность эксплуатанту уменьшить время теплообмена и увеличить перекачку теплоносителя. Поэтому важно выполнять анализ теплопроводности масел не только при начальной или конечной рабочих температурах, но и в интервале рабочих температур, так как теплопроводность жидкостей зависит от температуры.

Одним из наиболее распространенных методов измерения теплопроводности жидкостей является метод лазерной вспышки (LFA), соответствующий ASTM E1461, DIN EN 821-2, DIN 30905, ISO 22007-4 и ISO 18755. При проведении измерений методом лазерной вспышки нижняя поверхность образца нагревается коротким лазерным импульсом, в результате чего происходит изменение температуры на верхней поверхности образца, которое регистрируется с помощью инфракрасного детектора. Чем выше температуропроводность образца, тем больше увеличение сигнала. Альтернативным и менее распространенным является использование дифференциальной сканирующей калориметрии (ДСК), метода греющих плит (HFM) или метода горячей проволоки (ТСТ).

Следует отметить, что стоимость прибора для LFA значительна и следует рассмотреть возможность использования более универсальных приборов, например, дифференциального сканирующего калориметра, который также для снижения исследований адсорбентов и определения типов полимерных материалов [1-3].

В результате работы были измерены теплопроводности масел в интервале 50 – 100 °С на дифференциальном сканирующем калориметре с погрешностью не более 5 % с использованием как открытых тиглей, так и тиглей с крышкой при использовании различных газов (азот, гелий, аргон).

Литература

- [1] Козлов А.М., Карпов А.Б., Авакян Т.А. Определение состава природного газа методом газовой хроматографии. Методические указания по выполнению лабораторной работы. М.: РГУ нефти и газа имени И.М. Губкина. 2013. 31 с.
- [2] Карпов А.Б., Козлов А.М., Жафаров Ф.Г. Современные методы анализа газа и газоконденсата. Учебное пособие. М.: РГУ нефти и газа (НИУ) им. И.М. Губкина, 2015. 238 с.
- [3] Карпов А.Б., Козлов А.М. Разработка адсорбционно-селективных технологий выделения гелия// Сборник тезисов 69-ой международной конференции «Нефть и газ 2015». РГУ нефти и газа им. И.М. Губкина, 2015. С. 161.

**ВИНТОВЫЕ КОМПРЕССОРЫ: СРАВНЕНИЕ КОНСТРУКЦИИ И ОСОБЕННОСТИ
ВИНТОВЫХ И ВОЗВРАТНО-ПОСТУПАТЕЛЬНЫХ МАШИН**

Григорьев А.Н., Поникаров С.И.

*Казанский национальный исследовательский технологический университет.**E-mail: zeroqol93@gmail.com*

Винтовые компрессоры широко используются на различных воздушных и холодильных установках более сорока лет. По мере созревания газовых месторождений и снижения давления в полевых условиях, винтовые компрессоры стали очень привлекательной альтернативой и дополняют возвратно-поступательные машины.

В этой статье будут рассмотрены некоторые особенности винтовых компрессоров, базовые принципы работы и преимущества поворотного винта над обычным возвратно-поступательным, также будут рассмотрены узлы машины, а также общая компрессионная система.

В поршневых компрессорах, так как поршень начинает отходить от верхней мертвой точки, давление всасывания преодолевает давление внутри цилиндра, заставляя клапан всасывания открыться и ввести газ. Винтовой компрессор не имеет всасывающих или выпускных клапанов. Роторы начинают разъединяться и лопасть главного ротора будет отходить от лопасти второстепенного. Объем, освобождаемый главным ротором, будет заполняться всасывающимся газом. Поскольку роторы продолжают разъединяться, объем будет увеличиваться. На рис. 1 показано сравнение начала процесса всасывания на поршневой машине и винтовом компрессор. Вид А представляет собой одиночный действующий поршневой цилиндр. Вид (В) иллюстрирует винты. Вид С показывает винт сбоку.

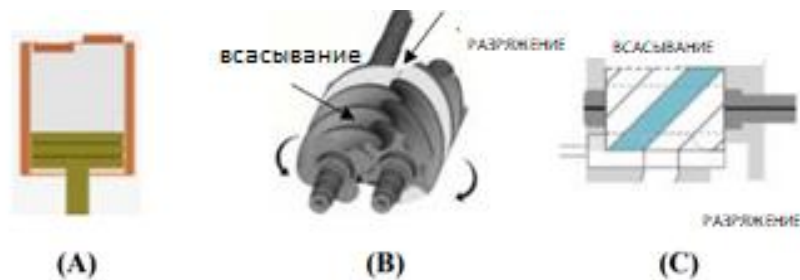


Рис. 1.

На винтовом компрессоре газ будет продолжать поступать на каждую канавку до тех пор, пока лопасти ротора не соединятся друг с другом. Когда лепестки разъединяются друг с другом, канавка проходит по краю всасывающего отверстия, закрывая его от системы. Точка, в которой канавка проходит мимо отверстия всасывания - это максимальный объем всасывания этой канавки. Объем всасывания - это объем захваченного газа внутри канавки. Умножая объема входного газа на количество лепестков роторов, а затем и на частоту вращения ротора устанавливают вытеснение винтового компрессора. На рис. 2 показано сравнение поршневых и винтовых машин во время процесса сжатия. На поршневой машине (Вид А) поршень начинает двигаться вверх от нижней мертвой точки, уменьшая объем в цилиндре и вызывая повышение давления. А на винтовых компрессорах (Вид В) когда роторы соединяются вместе, лопасти главного ротора совмещаются с лопастями второстепенного и происходит уменьшения объема в канавке. Вид (В) показывает нижнюю часть роторов в момент разъединения. Сжатие будет продолжаться, пока газ движется к выпускному отверстию. (Вид С) показывает, что объем в канавке начинает уменьшаться и происходит сжатие.



Рис. 2.

Процесс сжатия будет продолжаться в поршневой машине до тех пор, пока внутреннее давление в цилиндре превышает давление на выходе системы. Процесс разрежения винтового компрессора очень отличается от поршневой машины. В винте нет клапанов, чтобы газ выходил из канавки. Если мы смотрим на отдельную канавку, содержащую захваченный газ, мы видим два кончика лопаток ротора, один на передней стороне канавки и один на задней стороне канавки. Кончик на стороне разрежения называется ведущий наконечник, так как он будет первым, который достигнет выпускного отверстия. Второй называется задним наконечником. На рисунке 4 показан передний и задний наконечники лопастей ротора. Когда ведущий наконечник ротора проходит по краю выпускного отверстия, процесс сжатия завершается, и газ начнет выталкиваться в линию нагнетания.

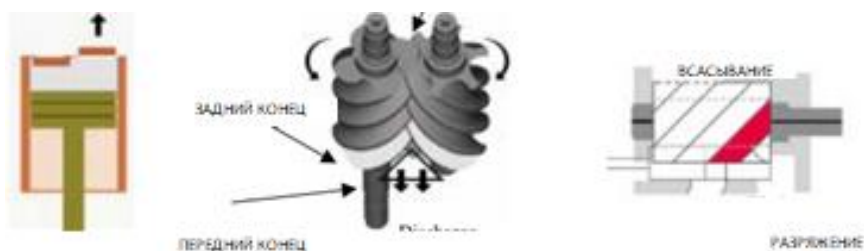


Рис. 3.

Процесс разряжения завершается на поршневом компрессоре, когда поршень достигает верхней мертвой точки, а выпускной клапан снова закрывается. Должен быть небольшой зазор между верхней частью поршня и головкой, чтобы избежать повреждения поршня. Всегда будет некоторая неэффективность в поршневом механизме из-за этого захваченного газа, оставленного поршнем. Объем газа, который остается в цилиндре, будет повторно расширяться во время следующего процесса всасывания. Это уменьшит количество газа, поступающего в цилиндр, что приводит к снижению объемного КПД машины. На высокой степени сжатия, это приведет к значительному снижению эффективности. Процесс разряжения на винтовом компрессоре будет продолжаться до тех пор, пока лопасть главного ротора не будет полностью в зацеплении с лопастями второстепенного ротора, вытесняя весь газ и смазочное масло, оставшееся в канавках. В отличие от машины с возвратно-поступательным движением, в винтовом компрессоре не остается полостей с газом. Как результат, объемный КПД винтового компрессора остается очень высоким.

Соотношение всасывания и нагнетания, называется относительным объемом или V_i компрессора. Положение радиального выпускного отверстия вдоль оси роторов будет определять объем газа в захваченном кармане в точке разряда. Перемещение радиального выпускного отверстия вдоль оси изменит эффективную длину хода роторов, изменив коэффициент соотношения объема. Низкий коэффициент V_i обеспечит более короткую эффективную длину хода, чем высокий коэффициент V_i , и наоборот. Низкий V_i имеет более высокий объем газа в точке разряда, чем высокий V_i . Объем всасывания в обоих случаях одинаковый. Разделение объема всасывания на объем нагнетания приведет к более низкому V_i . Соотношение объема или V_i на винтовом компрессоре непосредственно влияет на коэффициент внутреннего сжатия, или P_i , машины. Низкий V_i соответствует машине с низким коэффициентом сжатия. Высокий V_i используются в системах с более высокой степенью сжатия. Соотношение между отношением объема и степенью сжатия выглядит следующим образом:

$$P_i = V_i^k \text{ или } V_i = P_i^{-1/k},$$

где k - отношение удельных теплоемкостей.

Коэффициент объема и степень сжатия рассчитываются по следующим формулам:

$$V_i = V_s / V_d, \text{ где}$$

$$P_i = P_d / P_s,$$

V_i = внутренний объемный коэффициент;

P_i = внутренняя степень сжатия;

V_s = внутренний объем всасывания;

P_d = внутреннее давление на выходе

V_d = объем внутреннего разряда

P_s = внутреннее давление всасывания

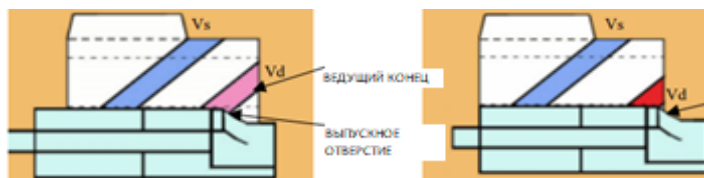


Рис. 4.

На рис. 4 показаны две разные длины золотниковых клапанов, чтобы сравнить низкий V_i с высоким V_i . По мере того, как лопасти удаляются, они будут закрывать полость от всасывающего отверстия и устанавливать входной объем. По мере поворота роторов захваченный газ прижимается к разгрузочному концу. Захваченный газ будет в полости до тех пор, пока передний конец ротора не пройдет через радиальное выпускное отверстие. Тогда начнется процесс разряжения. Вид (А) показывает компрессор с низким V_i с коротким золотниковым клапаном. Он имеет короткую длину хода,

что приводит к большему объему в канавке, когда она проходит через радиальное выпускное отверстие. Вид (В) показывает машину с большим объемом с более длинным ходом. В ней объем в канавке в точке разряда ниже, чем у компрессора (А), что приводит к большему V_i .

В таблице приведено сравнение коэффициентов сжатия и их соответствующие отношения идеального объема, основанные на приведенных выше формулах.

Коэффициент V_i компрессора очень важен, потому что процесс сжатия будет продолжаться до тех пор, пока канавка не дойдет до выпускного отверстия. Если мы работаем с высоким V_i на низком уровне сжатия, мы столкнемся с компрессией. Это означает, что давление на выходе внутри машины выше давления на выходе системы.

Таблица

Коэффициент компрессии	Идеальный V_i коэффициент
2.0	1.7
2.5	2.0
3.0	2.3
3.5	2.6
4.0	2.9
4.5	3.2
5.0	3.4
5.5	3.7
6.0	4.0
6.5	4.2
7.0	4.5
7.5	4.7
8.1	5.0
8.5	5.2
9.0	5.4
9.5	5.7
10.0	5.9

Из таблицы видно, что компрессор с 5.0 V_i соответствует внутренней степени сжатия, примерно 8: 1. Рассматривая конкретный пример, используем давление всасывания системы 25 фунтов на квадратный дюйм и давление нагнетания 75 фунтов на квадратный дюйм. Степень сжатия системы составляет 3: 1. Коэффициент машины составляет 8: 1, что соответствует внутреннему давлению на выходе в восемь раз большему давлению всасывания или 200 фунтов на квадратный дюйм, когда ведущий кончик канавки достигает радиального выпускного отверстия и позволяет газу выходить из него.

Управление мощностью компрессора можно осуществить несколькими способами. Первым и наиболее важным является уменьшение расхода внутри машины с помощью клапанов. Этот метод является преимуществом для винтового компрессора и не доступен для машин с возвратно-поступательным движением. Ранее мы рассмотрели, как золотник регулирует объемное соотношение компрессора через положение радиального выпускного отверстия. Клапаны также отвечают за пропускную способность газа в машине. Они могут уменьшить общее количество сжатого газа с 100 % до примерно 10 %, в зависимости от производителя и размеров машины. Важное значение при нагнетании с помощью золотникового клапана - это экономия энергии, связанная с уменьшением расхода. Другие методы контроля пропускной способности включают в себя снижение скорости двигателя, сброс в байпас всасывания, и контроль входного давления. Эти три метода обычно используются на поршневых машинах, как средства автоматического управления мощностью. Поршневые машины также могут использовать карманы переменного объема для ручного регулирования пропускной способности. Каждый из этих методов имеет несколько различных недостатков. На блоках привода двигателя снижение скорости ограничено примерно 75 – 80 % полной скорости, чтобы обеспечить постоянный крутящий момент. При использовании байпаса в качестве контроля мощности также необходимо учитывать размеры прокладок. Обычно машины предназначены для температур всасывания в диапазоне 60 - 80 °С, но во время работы байпаса газ может возвращаться к всасывающей линии при примерно 120 °С. Это может вызвать перегрев машины. Последний метод автоматического регулирования мощности - это клапан регулирования давления всасывания. Этот метод неэффективен с энер-

гетической точки зрения. Давление всасывания газа должно быть уменьшено, а затем повторно сжато еще раз. Карманы с переменным объемом на поршневых машинах можно открыть, чтобы обеспечить снижение пропускной способности. Этот метод выполняют вручную, но он также снижает КПД машины на 40 %.

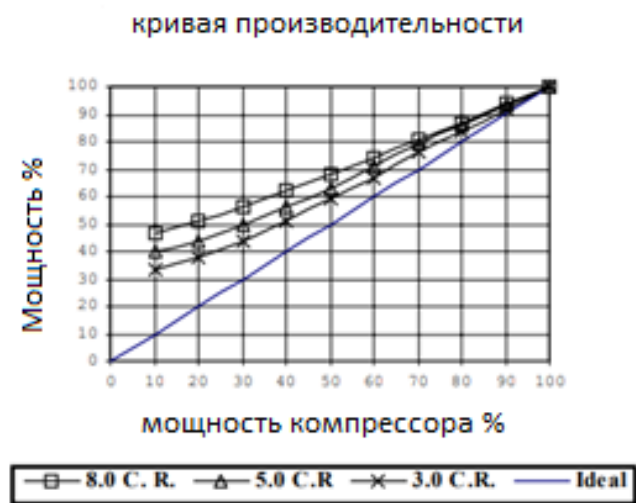


Рис. 5.

На рис. 5 показана типичная потребляемая мощность части винтового компрессора при различных коэффициентах сжатия. При низких коэффициентах сжатия потребляемая мощность при нагнетании лучше, чем с высоким коэффициентом. В винтовых компрессорах можно достичь значительно более высокий уровень энергосбережений, чем в поршневых машинах.

Литература

- [1] Миньков Л.Л., Назмутдинов Р.И. “Винтовые насос-компрессоры”: учеб. пособие. - Новосибирск: STT, 2016. - 122 с.

ЭЛЕКТРООБЕССОЛИВАНИЕ И ЭЛЕКТРООБЕЗВОЖИВАНИЕ НЕФТИ

Минугалимов Ф.Ф., Рачковский С.В.

Казанский национальный исследовательский технологический университет

E-mail: fazyl.minugalimov@yandex.ru

На последних этапах разработки нефтяного месторождения содержание воды в нефти - сырье меняется от 1% до 80 - 90%. Вода диспергируясь в нефти, образует с ней эмульсию типа «вода в нефти» (дисперсионная среда – нефть, дисперсная фаза – вода). Формированию и стабилизации эмульсии способствуют присутствующие в нефти природные эмульгаторы (асфальтены, нафтены, смолы). В эмульсии содержатся также механические примеси - частицы глины, песка, известняка, металлов. Пластовая вода, содержащаяся в нефти, как правило, в значительной степени минерализована хлоридами Na, Mg и Ca (до 2500 мг/л солей), а также сульфатами и гидрокарбонатами и содержит механические примеси.

Наличие в нефти указанных примесей оказывает вредное влияние на работу нефтепроводов и оборудования нефтеперерабатывающих заводов (НПЗ):

- приходится транспортировать балластную воду;
- растворы солей вызывают сильную коррозию (хлориды Ca и Mg гидролизуются с образованием HCl);
- при большом содержании воды повышается давление в аппаратуре установок перегонки нефти, снижается их производительность, возрастает расход энергии, а при неблагоприятном стечении обстоятельств может вызвать пенообразование, вызванное закипанием капель воды;

- отложение солей в трубах печей и теплообменников требует их частой очистки, уменьшает коэффициент теплопередачи.

Решением этой проблемы является использование различных способов обезвоживания нефти. Для этого используют следующие технологические процессы: гравитационный отстой нефти, горячий отстой нефти, термохимические методы, электрообессоливание и электрообезвоживание нефти.

Процессы электрообессоливания проводят на установках ЭЛОУ. Эти установки являются более сложными и имеют повышенную пожарную опасность. Поэтому рассмотрим их более подробно.

Электрообессоливание имеет целью разрушение стойкой эмульсии типа “вода в нефти” для выделения воды, насыщенной солями, и производится в три ступени. Первая ступень - термохимическая, две последующие - электрические.

В составе большинства нефтеперерабатывающих заводов в настоящее время имеются установки обессоливания для подготовки нефти.

Главный элемент технологической схемы ЭЛОУ - электродегидратор, в котором водонефтяная эмульсия разрушается в электрическом поле напряженностью 1 - 3 кВ/см, создаваемом между двумя горизонтальными электродами, которые подвешены на изоляторах на середине высоты аппарата. На НПЗ эксплуатируются электродегидраторы трех типов:

- цилиндрические вертикальные с круглыми горизонтальными электродами и подачей нефти в межэлектродное пространство; на отдельных малотоннажных установках мощностью 0,6 - 1,2 млн. т/год обессоленной нефти;
- шаровые с кольцевыми электродами и подачей нефти между ними; производительностью 2 млн. т нефти в год;
- горизонтальные с прямоугольными электродами и подачей нефти в низ аппарата под слой отстоявшейся воды.

Независимо от типа электродегидраторов, принцип воздействия переменного электрического поля на нефтяную эмульсию остается одним и тем же. При попадании эмульсии в электрическое поле частицы воды, заряженные отрицательно, передвигаются внутри элементарной капли, придавая ей грушевидную форму, острый конец которой обращен к положительно заряженному электроду. С переменной полярности электродов капля вытягивается острым концом в противоположную сторону. Если частота переменного тока равна 50 Гц, капля будет изменять свою конфигурацию 50 раз в секунду. Под содействием сил притяжения отдельные капли, стремящиеся к положительному электроду, сталкиваются друг с другом, и при достаточно высоком потенциале 1 ряда происходит пробой диэлектрической оболочки капель, чему способствует деэмульгатор, постепенно размывающий эту оболочку. В результате мелкие водяные капли коалесцируются, что способствует их осаждению в электродегидраторе.

Для современных электрообессоливающих установок проектируют в основном только горизонтальные электродегидраторы, которые входят в состав комбинированных установок ЭЛОУ–АТ и ЭЛОУ–АВТ. Преимуществами горизонтальных аппаратов являются: большая площадь электродов, следовательно, и большая удельная производительность (объем нефти на единицу сечения аппарата); меньшая вертикальная скорость движения нефти, а значит, и лучший отстой воды; возможность проведения процесса при более высоких температурах и давлениях. Подача сырой нефти в низ аппарата обеспечивает ее дополнительную промывку и прохождение через два электрических поля: слабое – между зеркалом воды и нижним электродом и сильное – между электродами.

Вода выводится снизу, а обезвоженная нефть – сверху электродегидратора. Обычно между электродами напряжение составляет 27, 30 или 33 кВт. Повышение напряжения между электродами сверх допустимого (22-44 кВт) нежелательно, так как это вызывает обратный эффект-диспергирование капелек воды и увеличение стойкости эмульсий.

От полноты выделения воды в электродегидраторах зависит глубина обезвоживания и степень обессоливания нефти в них. Поэтому электродегидраторы являются важнейшим элементом технологической схемы электрообессоливающих установок (ЭЛОУ).

Эксплуатация электродегидраторов связана с определенными трудностями. Электродегидраторы чувствительны к изменению состава сырья, обводненности, скачкам производительности. Особо трудно поддерживать электрический режим при обессоливании нефтей, образующих устойчивые эмульсии. Другая сложность связана с надежностью изоляторов. В электродегидраторе типа ЭГ 160 имеется 2 проходных и 26 подвесных изоляторов и при пробое хотя бы одного из них необходимо для выполнения ремонта останавливать электродегидратор на несколько суток. Следует учесть

также, что электродегидраторы с горизонтальными решетчатыми электродами обеспечивают хорошее качество обессоливания только на легко обессоливаемых нефтях.

Литература

- [1] <http://www.iolitm.ru/library/23-poleznye-materialy/495-promyslovyy-sbor>
- [2] <http://www.ximicat.com/info.php?id=3860>
- [3] Альбом технологических схем процессов переработки нефти и газа: Учебное пособие / Под ред. Б. И. Бондаренко, М.: Химия, 1983. — 127 с.
- [4] Шевелев Т.Г. Сооружение и эксплуатация объектов подготовки и хранения углеводородного сырья. - Центр профессиональной переподготовки специалистов нефтегазового дела ТПУ, 2004 — 206 с.
- [5] Лутошкин Г.С. Сбор и подготовка нефти, газа и воды, М.: Недра, 1979. — 319 с.
- [6] Каспарьянц К.С. и др. Процессы и аппараты для объектов промышленной подготовки нефти и газа. — М.: Недра, 1977. — 136 с.
- [7] Молоканов Ю.К. Процессы и аппараты нефтегазопереработки, М.: Химия, 1980. — 408 с.

РАЗРАБОТКА ИЗМЕРЕНИЯ УЗЛА ЗАМЕРА РАСХОДА ВОЗДУХА НА ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЙ УСТАНОВКЕ ПО ИССЛЕДОВАНИЮ ЖКВН

Митулов К.В., Осипов Э.В., Чистов Ю.С.

*Казанский национальный исследовательский технологический университет.
E-mail: mitulov@yandex.ru*

На базе кафедры МАХП создана экспериментальная установка (рис. 1) по исследованию характеристик жидкостно-кольцевых вакуумных насосов (ЖКВН).

Установка предназначена для исследования влияния насыщения откачиваемой смеси водяными парами на производительность самого вакуумного насоса.

Принцип работы установки заключается в следующем: воздух через линию всаса подается в сатуратор (поз. Е-1), где проходит через небольшой слой жидкости и завесу, насыщаясь парами. Далее, уже насыщенный воздух, откачивается через трубопровод в верхней части сатуратора с помощью ЖКВН (поз. Р-1). Выход насоса направлен в канализацию (поз. К). Вода, снизу сатуратора, откачивается с помощью центробежного насоса (поз. Р-2) и подается на орошение в верхнюю часть аппарата.

Сатуратор представляет собой цилиндрическую емкость с коническим днищем и плоской крышкой. Внутри, на уровне ввода жидкости, стоит распылитель. Имеется свой мановакууметр и уровнемер, для отслеживания стока жидкости в сатураторе.

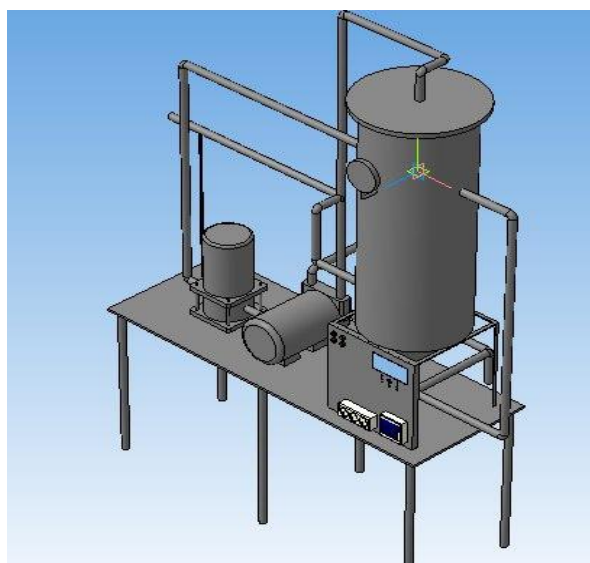


Рис. 1. 3D модель экспериментальной установки по исследованию характеристик ЖКВН

На вышеуказанной установке проводятся исследования влияния паров на работу ЖКВН. Для проведения исследований необходимо измерять расход воздуха на всасывающей линии установки (поз. А).

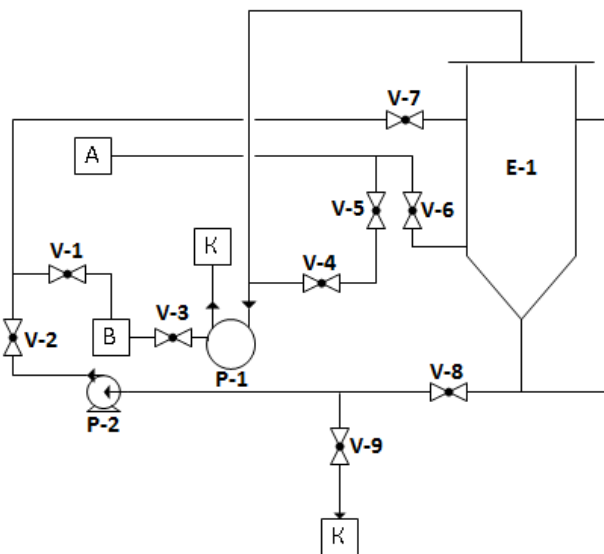


Рис. 2. Принципиальная схема экспериментальной установки: Е - 1 – сатуратор; Р - 1 жидкостно-кольцевой вакуумный насос; Р-2 центробежный насос ; А – атмосфера(линия всаса); В – водопроводная вода; К – канализация; Краны: V-1 – подпитка системы водопроводной водой; V-2 – нагнетание центробежного насоса; V-3 – рабочая вода для ЖКВН; V-4 и V-5 байпас; V-6 – основная линия всаса; V-7 – орошение; V-8 – слив; V-9 – слив в канализацию

При проведении исследований используется ультразвуковой расходомер TransPort PT878GC, фирмы GE Panametrics. Его большое преимущество состоит в ультразвуковых преобразователях, не требующие врезки в трубопровод. Это означает, что прибор не имеет деталей контактирующих с измеряемой средой, тем самым не вызывая потери давления. Однако у данного прибора есть и недостатки – габариты, частота обновления данных и сложность установки.

Для установки ультразвукового излучателя и приемника, необходимо разместить зажимные приспособления на участке трубы, где будет проводиться замер. Данный зажимы занимают очень много места, и мешают в проведении испытаний (рис. 3).

Для правильной работы расходомера на определенном участке трубопровода необходимо знать параметры трубы и участка измеряемого трубопровода. Расстояние и угол между излучателем и приемником можно получить после ввода исходных данных в расчетный блок расходомера, что создает дополнительные неудобства при каждой установке прибора.

Но самым большим минусом прибора является очень малая частота обновления данных, одно обновление может происходить 15-20 секунд. А при сильной турбулентности потока, замер на столь малом участке трубы, становится вовсе невозможным.

Для решения данных проблем был разработан электронный прибор измерения расхода воздуха на всасе. Имеющий единственный недостаток по сравнению с ультразвуковым расходомером – врезка в сечение трубы. Данный метод вполне подходит для измерений в условиях лаборатории.

Для решения данной задачи был взят самый распространенный метод объемного расхода такой как диафрагма. Наличие огромного теоретического и практического материала в данной теме, является одним из основных преимуществ диафрагм.

Зажимное устройство позволяет менять шайбу-диафрагму не оставляя установку.

Для создания зажимного устройства было решено взять резьбовые муфты для труб того диаметра, что и труба всасывающей линии. Так же были рассчитаны и выполнены из алюминия шайбы-диафрагмы под разные расходы. Всего получилось 4 шайбы, с проходными отверстиями: 3мм, 4мм, 5мм, 6мм.

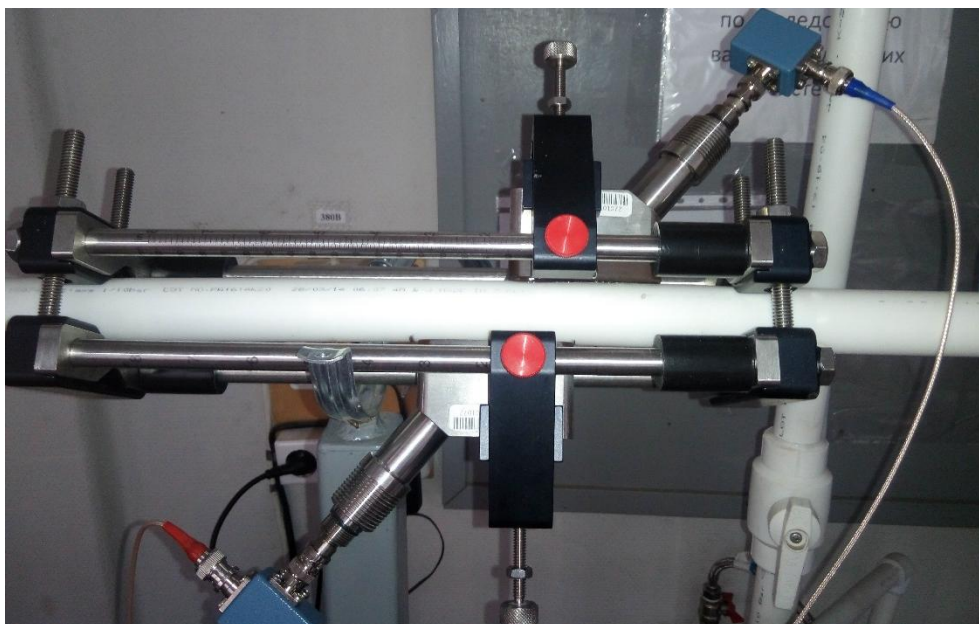


Рис. 3. Громоздкие зажимы с установленными излучателем и приемником



Рис. 4. а) ДАД MPX4250AP; б) ДТ LM35; в) Atmega8

Измерением перепада давления до и после диафрагмы осуществляется с помощью датчика абсолютного давления Freescale Semiconductor серии MPX4250AP (рис. 4а). Датчик давления имеет аналоговый выход, сигнал на котором изменяется в зависимости от давления, подключение датчика к модулю с диафрагмой осуществляется с помощью силиконовых трубок.

Так же в прибор были встроены датчики температуры, для замера воздуха и воды. У ультразвукового расходомера TransPort PT878GC нет возможности проводить замер температуры в нескольких точках одновременно.

Замер температуры в приборе производится с помощью прецизионных интегральных датчиков температуры LM35 (рис. 4б), имеющих диапазон измерения от -55°C до $+150^{\circ}\text{C}$ с точностью до 0.25°C . Так как на установке нет температур выходящих за диапазон измерений, то данные датчики вполне годны.

Мозгом прибора, который занимается сбором, обработкой и выводом информации с датчиков занимается микроконтроллер Atmega8, фирмы Atmel (рис. 4в). Так как все используемые датчики являются аналоговыми. То все они подключаются к шине аналогово-цифрового преобразователя (АЦП).

На рис. 5 показана принципиальная схема обвязки электронной части прибора.

Прибор оборудован небольшим LCD дисплеем для снятия показаний. Частота обновления данных зависит от скорости обработки шины АЦП, в среднем это значение для одного датчика составляет менее 1 секунды. Так же на лицевой панели имеется одна единственная кнопка, служащая для переключения отображения информации на ЖК-дисплее. При необходимости сбора информации в цифровом виде, прибор имеет возможность подключаться к компьютеру. На рисунке 6 показано фото готового прибора.

Настройка и тарировка электронной части происходила с помощью двух независимых устройств. Это бытовой газовый счетчик мембранного типа и ультразвуковой расходомер газа TransPort PT878GC.

Бытовой газовый счетчик мембранного типа с механическим приводом был переделан для замера и считывания показаний. Данный счетчик подключается через проводное соединение к готовому устройству, для более точной тарировки. Скорость обновления данных у бытового счетчика с механическим приводом зависит от времени совершения полного такта мембранной камеры. При расходе в 1 м³, скорость обновления составляет 2.3 секунды, что по времени привосходит ультразвуковой расходомер.

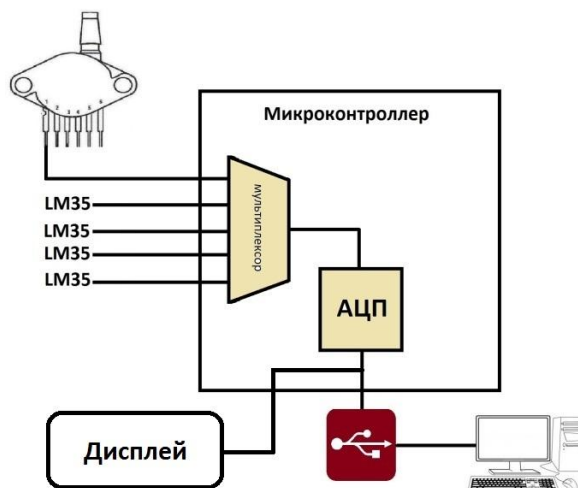


Рис. 5. Принципиальная схема обвязки электроники



Рис. 6. Фото готового прибора

Полученные данные в ходе экспериментов показали, что самодельный расходомер на базе диафрагмы и датчика давления имеет отклонение от двух контрольных расходомеров, порядка 5-7%. Показания снимаемые с датчика имеют практический линейную зависимость.

Литература

- [1] Осипов Э.В. Совершенствование систем создания вакуума установок ректификации мазута: Дис... к.т.н: 05.17.08. Казань, 2012. – 20 с.
- [2] Техническая документация / Atmel. Микроконтроллер Atmega8 // http://ww1.microchip.com/downloads/en/DeviceDoc/atmel-2486-8-bit-avr-microcontroller-atmega8_1_datasheet.pdf

РАЗРАБОТКА ЦЕНТРОБЕЖНОГО ЭКСТРАКТОРА

Семенов А.М., Салин А.А.

*Казанский национальный исследовательский технологический университет.**E-mail: semenowas@mail.ru*

При создании высокоэффективных массообменных аппаратов, как правило, используют принцип подведения энергии извне к взаимодействующим в них жидкостям, для чего аппараты оснащают различными перемешивающими устройствами. Наиболее эффективными способами подведения дополнительной энергии являются механическое перемешивание взаимодействующих жидкостей, наложение на них колебаний путем возвратно-поступательного движения объема реагентов (пульсация) и создание аналогичного движения внутренних устройств аппарата (вибрация). Тем самым создаются предпосылки к оптимальному дроблению дисперсной фазы, к уменьшению ее полидисперсности. Вместе с тем повышение эффективности массопередачи при экстракции путем увеличения межфазной поверхности за счет дробления капель дисперсной фазы неизбежно снижает качество разделения образующихся эмульсий и снижает производительность аппаратов. Разрешить это противоречие возможно, если разделять контактирующие фазы в центробежном поле [1].

Поэтому в последнее время в экстракционной технологии все большее внимание уделяется центробежным экстракторам. Сочетание в них интенсивного перемешивания жидкостей с эффективным разделением образующихся эмульсий под действием центробежных сил, в сотни раз превышающих силы тяжести, обеспечивает высокую производительность при сравнительно малых размерах этих аппаратов.

Центробежные экстракторы наиболее выгодно применять для процессов, при осуществлении которых необходимо:

- обеспечить малое время контакта фаз (например, при переработке растворов с высоким уровнем радиоактивности или изменяющих свойства при длительном контакте);
- ограничить объемы рабочих жидкостей (например, ядерноопасных, пожароопасных, дорогостоящих и дефицитных);
- использовать вязкие и мало отличающиеся по плотности жидкости, склонные к образованию стойких эмульсий;
- реализовать разницу в скоростях экстракции элементов для улучшения технологических показателей.

К достоинствам центробежных экстракторов относятся малый расход металла на изготовление аппаратов; быстрый выход аппарата на равновесный режим; небольшое количество некондиционных растворов, получающихся в периоды пусков и изменений режимов работы аппарата; небольшой объем емкостей для проведения операций с экстрагентом [1, 2].

Однако, широкое внедрение различных экстракционных процессов на основе центробежных экстракторов до недавнего времени сдерживалось из-за:

- отсутствия данных по кинетике экстракции и дисперсионному составу эмульсии при интенсивном перемешивании жидкостей в центробежных экстракторах;
- недостаточной изученности условий сепарации фаз в ступенчатых центробежных экстракторах, особенно в области инверсии фаз;
- отсутствия простой и надежной в эксплуатации конструкции центробежного экстрактора, что особенно важно в радиохимической промышленности, где требуется дистанционное обслуживание экстракторов.

Схема устройства одного из распространенных в промышленности центробежных экстракторов представлена на рис. 1.

Внутри ротора 1 по всей его ширине размещают перфорированную ленту, свернутую в спираль, или устанавливают перфорированные концентрические цилиндры с отверстиями или щелями, служащими для прохода обеих фаз. Легкую и тяжелую жидкости под напором подают через противоположные концы полого вала 3, вращающегося с большой скоростью ($600 - 1200 \text{ мин}^{-1}$). При этом легкую фазу подают к периферии ротора, а тяжелую - ближе к его центру. При вращении ротора под действием центробежной силы в отверстиях ленты или цилиндров многократно происходит интенсивное взаимодействие фаз с последующим их разделением в каналах спирали и в пространстве между цилиндрами [3]. Опыт промышленной эксплуатации известных в настоящее время центробежных экстракторов в различных отраслях промышленности указывает, что трудно устранимое, а иногда и неизбежное присутствие в экстракционной системе твердой фазы приводит к ее осаждению и посте-

пенному накоплению во вращающемся роторе. Заполнение осадком сепарационного объема ротора увеличивает взаимные уносы фаз и снижает основные технологические показатели экстракционного процесса: эффективность массопередачи, степень извлечения, коэффициент очистки целевого компонента. Дальнейшее заполнение ротора осадками приводит к нарушению непрерывности технологического процесса и необходимости разработки аппаратов для удаления осадков, что уменьшает производительность, увеличивает объем некондиционных растворов, снижает механическую надежность экстракторов [2].

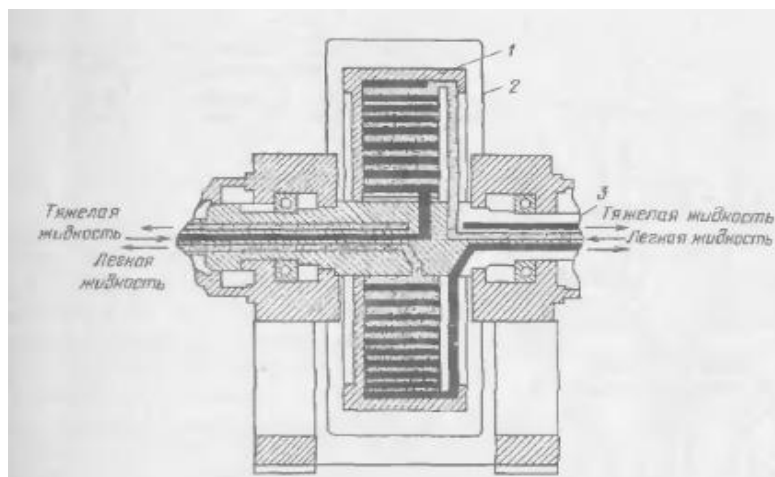


Рис. 1. Центробежный экстрактор:
1 – ротор, 2 – кожух ротора, 3 – вал

В настоящее время в технике экстракции все шире применяют ступенчатые центробежные экстракторы. Сочетание в них интенсивных процессов перемешивания растворов в поле силы тяжести и последующего разделения эмульсии в поле центробежной силы дает возможность одновременного достижения высоких значений эффективности массопередачи и удельной производительности. Отмеченные достоинства делают эти экстракторы в некоторых процессах более предпочтительными по сравнению с колонными и смесительно-отстойными экстракционными аппаратами [4].

В одной из таких работ [5] предложено упрощение центробежного экстрактора Шкорopaда Д.Е. и Лысковцова И.В. путем изготовления ротора в виде отдельных секций (рис. 2).

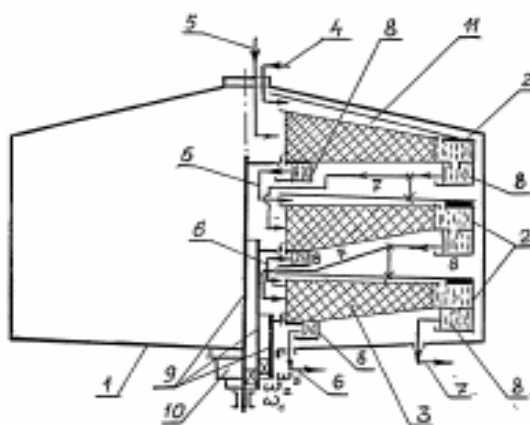


Рис. 2. Каскадный экстрактор

Аппарат, представленный на рис. 2, состоит из не вращающегося корпуса 1; секционированного ротора 2 с насадками 3; устройства ввода и вывода жидкостей, выполненные в виде трубок: для подачи легкой 4 и тяжелой фазы 5 и отборных трубок, соответственно 6 и 7; переливных кольцевых камер 8; коаксиальных валов 9 и подшипникового узла 10; круговой щели для подачи легкой фазы на периферию 11.

Для создания благоприятных условий отбора фаз из секций и улучшения сепарации, предложено варьировать скорость вращения секций и их размеры. У секций предусматриваются индивидуальные приводы, количество оборотов которых определяется из условия оптимизации отдельных процессов: экстракцию проводят при 1500-2000 об/мин, сепарацию - при 3000-5000 об/мин и т.д.

Данное конструктивное решение (каскадный экстрактор) позволяет расширить диапазон обрабатываемых жидких смесей и осуществлять более эффективный режим движения жидкостей в секциях, в результате чего достигается повышение производительности и эффективности аппарата [5].

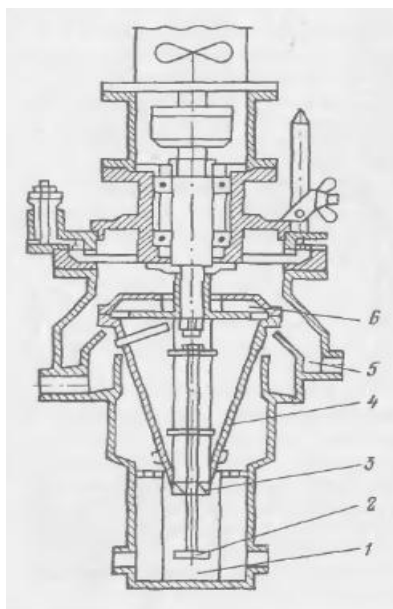


Рис. 3. Центробежный экстрактор с непрерывным выводом осадка: 1 - камера; 2 - мешалка; 3 - шнек; 4 - ротор, 5 - кольцевые сборники; 6 – гидрозатвор

Пушков А. А. с сотрудниками разработал центробежный экстрактор (рис. 3) с непрерывным выводом твердой фазы, которая может поступать с исходными растворами или образовываться при их контактировании. Этот экстрактор работает следующим образом. Исходные растворы поступают в камеру 1 и перемешиваются мешалкой 2.

Образовавшаяся эмульсия с помощью шнека 3 подается в ротор 4 конусной формы, где разделяется под действием центробежной силы. Разделенные жидкости направляются из ротора в кольцевые сборники неподвижного корпуса 5, откуда самотеком выводятся из аппарата. Коническая форма ротора и специальная конструкция гидрозатвора 6 способствуют непрерывному удалению осадка из ротора вместе с тяжелой фазой, поэтому экстрактор может работать без нарушения гидродинамического режима при содержании твердой фазы в растворах до 5 г/л [3].

Максимальная масса осадка в роторе, накопленная в режиме динамического равновесия, занимает не более 10 % объема ротора и зависит от угловой скорости ротора, скорости потока жидкости в роторе, концентрации твердой фазы в растворе, угла наклона образующей конуса к оси, чистоты обработки конусной поверхности. Взаимные уносы фаз при этом не превышают 0,1%, а эффективность такого процесса массопередачи при времени контакта фаз порядка нескольких секунд составляет около 100 %, т.е. экстрактор соответствует модели МИС. Конструкция аппарата позволяет изменять продолжительность контакта фаз за счет изменения объема смесительной камеры [2].

Несмотря на большую значимость, вопросы, связанные с разработкой, изучением основных эксплуатационных характеристик и промышленным внедрением центробежных экстракторов, до сих пор слабо освещены в научно-технической литературе. Поэтому исследование данной темы является актуальной проблемой, так как данные, полученные в ходе исследований должны способствовать дальнейшему совершенствованию конструкции центробежных экстракторов и еще более широкому внедрению их в различные отрасли промышленности.

Литература

- [1] Кузнецов Г.И., Пушкин А.А., Косоголов А.В. Центробежные экстракторы ЦЕНТРЕЖ / РХТУ им. Д.И. Менделеева. – М. 2000 - 214 с.
- [2] Игнатович Э. Химическая техника. Процессы и аппараты. М.: Техносфера, 2007. – 656 с.
- [3] Дытнерский Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии. Учебник для вузов. Изд. 2-е. В 2-х кн.: Часть 2. Массообменные процессы и аппараты. М.: Химия, 1995 - 368 с.: ил.
- [4] Поникарова Д. И., Салин А.А., Гришин Н.С. Способы совершенствования конструкций аппаратов для центробежной экстракции. Вестник Казанского технологического университета, 19, 13, (86 - 90) (2016).
- [5] Пат. RU 88983.

ВЛИЯНИЕ ТЕМПЕРАТУРЫ НА МАССОПЕРЕНОС

Софронов М.А., Поникаров А.С., Поникаров С.И.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: Sofronov.Mihail@gmail.com

На данный момент влияние тепловых эффектов на массообмен в системах газ (пар) – жидкость представляет большой научный интерес в следствие того, что подавляющая часть массообменных процессов в реальности протекает под влиянием сопутствующих тепловых эффектов [1]. Воздействие отдельных составляющих тепловых эффектов может быть незначительным [2], однако их суммарный вклад требует учета при описании процессов массопереноса, поэтому изучение данного влияния представляется перспективным и требует дальнейшего изучения. К сожалению, в настоящий момент, рассматриваемое явление недостаточно изучено, ввиду высокой сложности описания тепло- и массообменных процессов, особенно в их строгой постановке. Однако существуют ряд работ, описывающих частные случаи взаимовлияния процессов массообмена и тепловых эффектов.

Так автором в работе [3] было описано создание новых высокоселективных способов реализации газожидкостных химических процессов с большим тепловым эффектом. Приведены примеры их аппаратного оформления на основе установления физико-химических закономерностей влияния больших тепловых эффектов на микро- и макроструктурные гидродинамические процессы, на кинетику массопереноса и на селективность химического процесса в газожидкостных реакторах.

Особенно выделяют процессы химической технологии, сопровождающиеся большими тепловыми эффектами. Выяснилось, что комплекс этих процессов и явлений представляет собой единую динамичную систему, и они оказывают сложное многоплановое влияние на микро- и макроструктурные гидродинамические явления в газожидкостных системах, на кинетику массообмена и на селективность. На основе детального изучения данных явлений возможна интенсификация и оптимизация процессов тепло- массообмена, а также создание новых высокоселективных способов реализации газожидкостных химических процессов и их аппаратного оформления, что является актуальным и перспективным.

В описанной выше работе также было впервые установлено, что в системах газ (пар) - жидкость с большим тепловым эффектом возникает комплекс микроструктурных физико-химических и гидродинамических явлений на границе раздела фаз, значительным образом сказывающихся на селективности и кинетике процесса. В качестве примера этому автор представил взаимодействие этилена с раствором хлора и дихлорэтана с тем же хлором. Анализ показал, что на горизонтальной поверхности контакта фаз математически обоснованы и экспериментально обнаружены эффекты регулярной термогравитационной и капиллярной поверхностной конвекции. Также выяснилось, что при хемосорбции в первые секунды контакта (до 5 с.) поверхностная конвекция ускоряет массоперенос практически в 9 раз по сравнению с диффузионным режимом, а затем со временем конвективный режим массопереноса сменяется диффузионным. Выявлено, что поверхностная конвекция приводит к частичной десорбции хлора из раствора, и это есть одна из причин снижения селективности процесса. На основе других аналогичных процессов тепло- и массоотдачи была установлена критическая концентрация реагентов, при которой температура поверхности жидкости достигает температуры кипения, что способствует интенсивному разрушению пограничных слоев жидкости. При пузырьковом режиме хемосорбции возникает массовый поток паров, направленный от границы раздела фаз в объем газовой фазы, что также сказывается на селективности и кинетике массоотдачи.

Отсюда можно сделать вывод, что при расчетах движущей силы процессов массообмена анализ и учет тепловых эффектов является весьма обоснованной задачей, так как вблизи границы раздела фаз могут возникнуть достаточно большие градиенты температуры, приводящие к существенному изменению истинных равновесных концентраций.

Это частично подтверждается в работе [4]. В ней приведен математический анализ, описывающий процессы теплопроводности и конвективного теплообмена многофазной системы внутри каждой из фаз. Представленные уравнения отображают данные процессы независимо от наличия или отсутствия на их границах раздела изменения агрегатного состояния вещества.

Но для описания решения задачи о теплообмене во всей рассматриваемой многофазной системе, при наличии в определенных ее местах изменения агрегатного состояния теплоносителя, нужно дополнить обычные граничные условия к этим уравнениям некоторыми новыми условиями, учитывающими наличие процесса выделения или поглощения скрытой теплоты фазового превращения, а также механическое взаимодействие фаз.

Более важным из этих граничных условий будет первое, потому что оно всегда имеет место в случае изменения агрегатного состояния вещества, а механическое взаимодействие будет проявляться наиболее существенно лишь при наличии относительного движения фаз.

Проанализировав данные приведенных выше работ, необходимо отметить несомненную важность дальнейшего исследования влияния тепловых эффектов на процесс массообмена.

Литература

- [1] Поникаров А.С. Кинетика многокомпонентной массоотдачи в системах газ (пар) – жидкость: Дис. канд. техн. наук: 05.17.08 / Поникаров Артем Сергеевич; ФГБОУ ВО КНИТУ. – Казань, 2016. – 147 с.
- [2] Дильман В.В., Лотхов В.А., Каширская О.А. Экспериментальная проверка уравнений Стефана–Максвелла // Теорет. основы хим. технологии. 2009. - Т.43.- № 3. - С. 303.
- [3] Бальчугов А.В. Высокоселективные газожидкостные химические процессы с большим тепловым эффектом и их аппаратное оформление: Дис. канд. техн. наук: 05.17.08 / Бальчугов Алексей Валерьевич; АГТА. – Ангарск. 2009. – 384 с.
- [4] Кутателадзе С.С. Теплопередача при конденсации и кипении. 2-е изд., доп. и перераб. - М. -Л.: Машгиз, 1952. - 232 с.

К ВОПРОСУ ГИДРОДИНАМИКИ В КОНТАКТНЫХ УСТРОЙСТВАХ ЦЕНТРОБЕЖНЫХ ЭКСТРАКТОРОВ

Гриценко А.В., Салин А.А.

Казанский национальный исследовательский технологический университет.

E-mail: artim.1995@mail.ru

В химической, нефтехимической, нефтеперерабатывающей и других отраслях промышленности основным видом технологического оборудования, используемого на предприятиях данных отраслей, являются колонные аппараты, оборудованные контактными массообменными устройствами различных типов и конструкций и предназначенные для осуществления конкретных технологических процессов, связанных с переносом компонентов перерабатываемых потоков между фазами, контактирующими в ходе реализуемого массообменного процесса. Основными задачами массообменных процессов является разделение жидких и газовых гомогенных смесей, их концентрирования, а также защиты окружающей среды. Они различаются агрегатным состоянием взаимодействующих фаз, характером их движения, наличием параллельно протекающих процессов теплообмена. В промышленности используется большое число разновидностей массообменных процессов таких как: абсорбция, ректификация, адсорбция, экстракция, сушка, мембранные процессы и т.д.

Одним из перспективных массообменных процессов является экстракция. Ее используют в случае, когда, разделение жидких смесей в системах с несколькими компонентами методами абсорбции и ректификации невозможно. В этом случае в систему вводят дополнительный компонент (экстрагент), который избирательно растворяет один из компонентов смеси. Полученная смесь разделяется механическим путем.

Достоинствами экстракции являются низкие рабочие температуры, рентабельность извлечения веществ из разбавленных растворов, возможность разделения смесей, состоящих из близкикопья-

щих компонентов, и азеотропных смесей, возможность сочетания с другими технологическими процессами (ректификацией, кристаллизацией), простота аппаратуры и доступность её автоматизации. Недостатком экстракции в ряде случаев является трудность полного удаления экстрагента из экстрагируемых веществ.

Различают экстракцию в системе «жидкость – жидкость» и «твёрдое тело – жидкость». Экстракция в системах “жидкость – жидкость” представляет собой диффузионный процесс, протекающий с участием двух взаимно нерастворимых или ограниченно растворимых жидких фаз, между которыми распределяется экстрагируемое вещество (или несколько веществ). Процесс экстракции в таких системах происходит в смесительно-отстойные экстракторах, дифференциально-контактных экстракторах, полочно колонных экстракторах, ситчатых колонных экстракторы, роторно-дисковых, пульсационных и центробежных экстракторах. Экстракция в системе «твёрдое тело – жидкость». Движущей силой процесса экстракции в системе «твёрдое тело-жидкость» является разница концентраций экстрагируемого вещества в жидкости, заполняющей поры твёрдого тела, и в основной массе экстрагента, находящегося в контакте с поверхностью твёрдых частиц. Процесс экстракции в данной системе происходит в аппаратах с неподвижным слоем твердого материала, непрерывно действующих аппаратах с механическим перемешиванием и аппаратах со взвешенным, или кипящим слоем.

В центробежных экстракторах системы «жидкость-жидкость», процесс взаимодействия рабочих сред осуществляется в капельном режиме движения одной из жидкостей. Под действием центробежных сил инерции во вращающейся жидкости капли дисперсной фазы в центробежных аппаратах подвергаются более тонкому диспергированию, создавая большую поверхность контакта фаз в единице объема экстрактора. Кроме того, во вращающейся жидкости капли движутся с более высокими относительными скоростями, обеспечивая более высокие коэффициенты массоотдачи и массопередачи в фазах, позволяя тем самым уменьшить геометрические размеры зон контакта и сепарации жидких фаз, что, в конечном счете, позволяет снизить габариты и массу центробежных экстракторов.

Исследование гидродинамики в центробежных аппаратах является узко специализированной задачей. Данными исследованиями занимались в большинстве случаев отечественные авторы: Поникаров С.И., Гришин Н.С., Галеев Ф.А., Игнатенков А.Л., Косинцев В.И., Мухаметзянова А.Г.

Поникаров С.И. исследовал массоперенос в каналах дифференциально-контактного центробежного экстрактора, работающего с изменяющейся угловой скоростью [1]. Для получения зависимостей по расчету массопереноса в каналах центробежного экстрактора, работающего с изменяющейся во времени угловой скоростью, было необходимо изучение процесса, протекающего в пленках одной жидкости, втекающих в другую. Опыты по изучению массопереноса проводились в слое Экмана. Исходя из опытов было получено, то что основной вклад в массообмен в дифференциально-контактном экстракторе оказывает пленочная зона, деформируемая при переключении угловых скоростей с течением в слое Экмана, которое приводит к образованию новых поверхностей раздела фаз.

Поникаров И.И. изучал истечение жидкости из отверстий в поле действий центробежных сил [2]. Для создания поверхностного контакта фаз используется процесс истечения жидкостей. Особо важной гидродинамической характеристикой является величина расхода жидкости при истечении, так как она определяет образование поверхности контакта фаз и предельную допустимую скорость потоков. Исследование проводилось в случае истечения воды в органической жидкости. Экспериментальное исследование жидкостей проводилось при различных размерах и формах отверстий. Полученные результаты опытов позволили получить обобщенную зависимость расчета коэффициента расхода при истечении жидкостей в контактных цилиндрах центробежного экстрактора. При этом уравнения для расчета расхода в прикапельных режимах истечения и для струйного и факельного режима истечения.

Гришин Н.С. изучал особенности движения радиальных потоков в центробежных экстракторах [3]. Исследование проводилось в центробежном аппарате безнапорного типа. Рассматривали несколько случаев движения потоков в плоскоцилиндрическом роторе центробежного экстрактора (рис.1) с различными видами насадок, работающих в условиях наложения на поток поля центробежных сил. Так же рассматривали однофазное и двухфазное истечение жидкости в центробежном поле. Исходя из опытов стало возможным определения оптимального угла насадки из гидравлических условий движения потоков в проходном сечении центробежного аппарата безнапорного типа.

Галеев Ф.А. исследовал особенности взаимодействия встречных потоков в центробежном поле [4]. При процессе истечения жидкостей в центробежном экстракторе со встречным взаимодействием потоков одна из жидкостей дробится на капли встречными струями другой жидкости, автор предположил, что процесс разрушения струй, истекающих из сопел насадки, начинается в момент,

когда напряжения, действующие на них вследствие взаимодействия с гидродинамическим полем, достигнут предела их прочности, определенного физико-химическими факторами. Дробление дисперсной фазы происходит под действием турбулентных пульсаций. Были проведены расчеты и с учетом особенностей движения частиц в встречных потоках, было получено уравнение, позволяющее оценить средний диаметр частиц, устойчивых в турбулентном потоке.

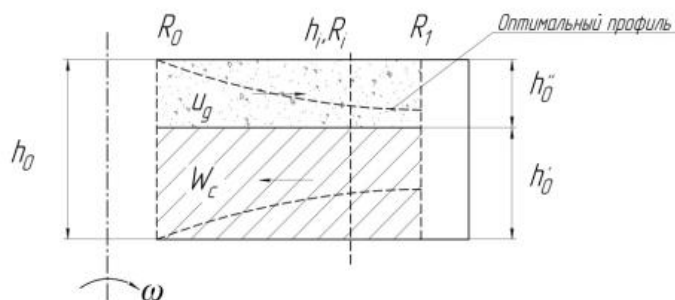


Рис. 1. Движение радиальных потоков в центробежном экстракторе

Игнатенков А.Л. исследовал гидродинамику и массообмен в дифференциально-струйных твердофазных экстракторах [5]. Занимался вопросом обоснования параметров дифференциально-струйных твердофазных экстракторов при их использовании в процессах извлечения веществ из твердых пористых материалов. Была разработана методика расчета гидродинамики и массообмена в дифференциально-струйных твердофазных экстракторах, которая на основании данных лабораторных исследований дала возможность осуществить адекватный расчет процессов в аппаратах промышленного типа. Так же получилось обеспечить более качественную переработку сырья в более высокой степени измельчения.

Косинцев В.И. проводил исследование процесса ректификации в колонне с перфорированным спиралеобразным контактным элементом [6]. Данное исследование проводилось в системе вода-воздух и в системе спирт-вода. Результаты исследования показали, что у перфорированного спирального контактного элемента по сравнению с ситчатыми тарелками при прочих равных условиях уменьшается гидравлическое сопротивление в 1.5-2 раза, увеличивается скорость процесса массопередачи и обеспечивает устойчивый режим работы в более широком интервале нагрузок по жидкой и паровой фазам.

Мухаметзянова А.Г. в настоящей работе исследовала гидродинамику течения среды в трубчатых турбулентных аппаратах с диффузор-конфузорами при использовании их для проведения процессов смешения двухфазных потоков [7]. В качестве инструмента теоретического исследования выбрано численное решение уравнений стационарного осесимметричного незакрученного турбулентного движения сплошной несжимаемой ньютоновской двухфазной среды. Было проведено множество численных экспериментов, в которых изменялись геометрия аппарата, распределение скоростей на входе в аппарат, варьировались плотности сплошной и дисперсной фаз. Полученные результаты позволили сделать следующий вывод: при использовании трубчатых аппаратов диффузор-конфузорной конструкции необходимо учитывать возможность возникновения эффекта сепарации фаз и появления неоднородностей в распределении компонентов дисперсной фазы при проведении как химических реакций, так и массообменных физических процессов. Кроме того, исследования доказали, что изменением геометрии зоны смешения можно влиять на процессы, проводимые в трубчатых турбулентных аппаратах диффузор-конфузорного типа.

Современных работ зарубежных авторов по изучению истечения жидкой фазы мало или они узкоспециализированы. Данные изучения проводились в экстракторах с магнитной муфтой, центробежных сепараторах и центробежных насосах. Были изучены научные публикации зарубежных авторов на примере работы центробежного сепаратора и центробежного насоса.

Первая работа: «Параметрическое исследование при разработке высокоэффективных газожидкостных сепараторов» [8]. Данным исследованием занимались исследователи из Кореи и Японии: С. Нагдив, Ж. К. Квон, Н. Д. Ким, Д. С. Ким.

Цель данного исследования - найти высокую эффективность для осевого газожидкостного сепаратора. Присутствующий центробежный сепаратор, выбранный для анализа, имеет влажный воздух, вход, диффузор, прямой цилиндр и высушенный воздух. Положение завихрителя варьируется для изучения разделительной эффективности вычисления. Параметрическое исследование проводилось в

один этап. Исследование проводилось с трехмерными уравнениями Навье Стокса. Эти уравнения дискретизируются с использованием полностью неявного метода конечных объемов. Эксперимент проводился при 5 разных положениях завихрителя (-0.47, 0.0, 0.37, 0.74 и 1.11). Начальное положение завихрителя показано на рисунке 2. Исходя из расчетов было выяснено, что при расположении завихрителя при «0,74» поток движется по центру сепаратора. При расположении завихрителя при «1.11» найдена максимальная скорость потока. Минимальное давление потока было найдено при положении завихрителя «-0.47».



Рис. 2. Вычислительная область центробежного сепаратора

Так же была изучена научная работа(статья): «Исследование потока в боковых зазорах крыльчатки центробежного насоса со спиральным корпусом» [9]. Данным исследованием занимались исследователи из Германии: Бьорн-Кристиан Уилл, Фридрих-Карл Бенра и Ханс-Йозеф Дохмен.

Цель данного исследования – прогнозирование потока жидкой фазы в крыльчатках с боковыми зазорами центробежного насоса со спиральным корпусом (рис.3) в трех различных условиях при: проектировании, частичной нагрузке и перегруженном условии. И при двух различных конфигураций крыльчатки: с балансировочными отверстиями и без балансировочных отверстий. Проведенные численные моделирования и эксперименты сошлись и различались лишь на 2 %.

В результате было выяснено, то что при частичной нагрузке давление увеличивается в насосе, а при перегрузках уменьшается. Для крыльчатки без балансировочных отверстий перепад давлений выше за счет движения потока через зазоры крыльчатки, давление потока слегка уменьшается при увеличении расхода насоса.

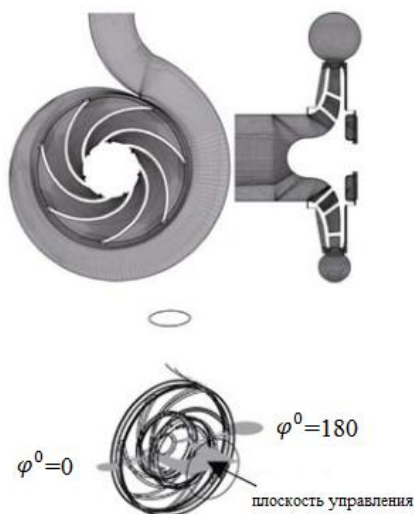


Рис. 3. Центробежный насос со спиральным корпусом

В рассмотренных работах исследовалось однофазное истечение жидкости из контактных и распылительных устройств центробежных экстракторов, однако для более точного моделирования гидродинамики в контактных устройствах центробежных экстракторов необходимо учитывать сложное взаимодействие движущихся друг на встречу другу тяжелой и легкой фаз. Для решения данной задачи представляется перспективным использовать CFD с точностью достаточной для выполнения инженерных расчетов и выбора распылителей, что является целью дальнейших исследований.

Литература

- [1] Поникаров С.И., Поникарова И.Н., Массоперенос в каналах дифференциально – контактного центробежного экстрактора, работающего с изменяющейся угловой скоростью. Вестник Казанского технологического университета. –2015. – Т.18. –№ 15. –с. 126 - 129.
- [2] Поникаров И.И. Исследование процессов гидродинамики и массообмена в противоточных экстракторах. Казанский химико-технологический институт имени С.М. Кирова. – 1971. –с. 15 - 26.
- [3] Салин А.А., Гришин Н.С., Поникаров С.И., Особенности движения радиальных потоков в центробежных экстракторах безнапорного типа. Вестник Казанского технологического университета. – 2014. – Т. 17. –№ 4. –с. 231 - 234.
- [4] Галеев В.А., Хайруллин Р.З., Особенности взаимодействия встречных потоков в центробежном экстракторе. Вестник Казанского технологического университета–2014. – Т.17. –№ 4. – с. 257 - 259.
- [5] Игнатенков А.Л., Федоткин И.М., Гидродинамика и массообмен в дифференциально-струйных твердофазных экстракторах. Известия высших учебных заведений. – 1992. – № 1. – с. 59 - 61.
- [6] Косинцев В.И., Пищулин В.П., Измайлов Г.М., Исследование процесса ректификации в колонне с перфорированным спиралеобразным контактным элементом. Известия Томского политехнического университета– 1976. – Т. 275. – №1. – с. 78 - 79.
- [7] Мухаметзянова А.Г., Дьяконов Г. С., Бергман А. Н., Исследование закономерностей движения двухфазных сред в трубчатых турбулентных аппаратах диффузор-конфузорного типа. Вестник Казанского технологического университета – 2003. – № 1. – с. 113 - 115.
- [8] Nagdew S., Kwoon J. K., Kim H. D., Kim D. S., Kwak K. M. and Toshiaki Setoguchi. A Parametric Study for High-Efficiency Gas-Liquid Separator Design. Journal of Thermal Science Vol.17, No. 3 (2008) 238 - 242.
- [9] Björn-Christian Will, Friedrich-Karl Benra and Hans-Josef Dohmen. Investigation of the Flow in the Impeller Side Clearances of a Centrifugal Pump with Volute Casing. Journal of Thermal Science Vol.21, No. 3 (2012) 197 - 208.

ШНЕКОВЫЙ ПРЕСС

Смольская Д.О., Голованчиков А.Б., Прохоренко Н.А.

Волгоградский государственный технический университет. E-mail: pahp@vstu.ru

Разработана перспективная конструкция дозатора, содержащий корпус и установленного в нем приводного прессующего полого шнека, снабженного трубкой для подачи горячего теплоносителя, сборного устройства для циркуляции теплоносителя, отличающейся тем, что параллельно оси шнека в его витках проделаны сквозные отверстия, в которых установлены дополнительные трубки для циркуляции горячего теплоносителя, при этом концы этих дополнительных трубок на входе и выходе соединены с полостью шнека.

Диаметр осей отверстий дополнительных трубок соответствует выражению [1-2]:

$$d_0 = \sqrt{\frac{d_s^2 - d_k^2}{2}}, \quad (1)$$

где d_0 - диаметр между осями отверстий, в которых закреплены дополнительные трубки для циркуляции горячего теплоносителя, м;

d_k – диаметр внутреннего цилиндра корпуса шнекового пресса, м;

d_s – диаметр вала шнека, м.

Техническое решение относится к устройствам шнекового пресса для пластичных, пастообразных и высоковязких неньютоновских структурированных веществ и может найти применение в химической, нефтехимической, металлургической, машиностроительной, горноперерабатывающей, фармакологической, пищевой, строительной, сельскохозяйственной и других отраслях промышленности, а также в экологических процессах переработки твердообразных отходов.

На рисунке схематично изображен общий вид предлагаемой конструкции.

Установка дополнительных трубок для циркуляции горячего теплоносителя и соединение концов этих трубок на входе и на выходе с полостью шнека позволяет дополнительно подавать горячий теплоноситель в этом дополнительные трубки и обогревать прессуемую массу не только вблизи оси шнека, но и в центральной части между гребнями шнека, что способствует равномерному про-

греванию всего объема прессуемой массы, выравниванию ее эффективной вязкости, увеличению скорости перемешивания и производительности.

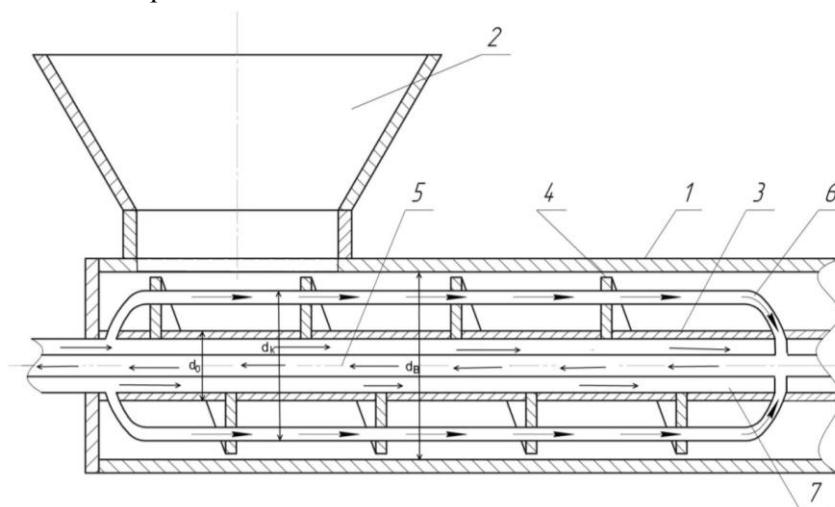


Рисунок. Шнековый пресс

Выполнение осей отверстий дополнительных трубок позволяет передавать тепло от поверхности дополнительных трубок к прессуемой массе равномерно всему объему последней, находящейся как над дополнительными трубками, так и под ними.

Действительно объем прессуемой массы, включая объем гребней шнека над дополнительными трубками, определяется в виде:

$$V = \frac{\pi}{4} (d_6^2 - d_0^2) \cdot l, \quad (2)$$

где l — длина дополнительных трубок,

а объем прессуемой массы, включая объем гребней шнека под дополнительными мелкими трубками определяется в виде:

$$V = \frac{\pi}{4} (d_\kappa^2 - d_0^2) \cdot l, \quad (3)$$

Тогда приравняв алгебраические выражения (2) и (3) и решая полученное равенство относительно диаметра осей отверстий d_0 получаем выражение (1).

Таким образом, установка дополнительных трубок для подачи теплоносителя не только в полость шнека, в отверстиях гребней шнека, позволяет производить более эффективный и равномерный по объему нагрев материала и является еще и дополнительным перемешиванием, что способствует увеличению производительности.

Литература

- [1] Яворский Б.М., Детлаф А.А., Справочник по физике, - М: государственное издательство физико-математической литературы, 1968, с. 102.
- [2] Элементарный учебник физики Т.3 / Под редакцией Г.С. Ландсберга. – М; Наука, 1986, с. 127.

