

сравнению с тем, что использовано в расчетах, т. к. кипение жидкого кислорода обеспечивает интенсивное обновление поверхности массообмена и частично повышает поверхность контакта между фазами за счет образования волнообразной поверхности и брызг.

Расчеты выполнены по формулам, полученным и справедливым для обычных температур. Криогенные продукты накладывают специфические особенности на процессы при их использовании, в том числе и на массообмен. Поэтому проведенные расчеты следует считать ориентировочными, а их результаты надлежит уточнить в процессе проведения экспериментальных исследований.

Литература

1. Пленочная тепло- и массообменная аппаратура (процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии) / В.М. Олевский (ред.). – М.: Химия, 1988. – 240 с.

2. Кафаров В.В. Основы массопередачи. – М.: Высшая школа, 1979. – 439 с.

3. Павлов К.Ф., Романков П.Г., Носков А.А. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. – Л.: Химия, 1987. – 576 с.

4. Разделение воздуха методом глубокого охлаждения. Технология и оборудование. В двух томах. Том 1. Термодинамические основы разделения воздуха, схемы и аппараты воздуходелительных установок / В.И. Епифанова, Е.С. Аксельрод (ред.). – М.: Машиностроение, 1973. – 468 с.

УДК 621.1.016

Савич Н.П., Калишук Д.Г, Усманов Ы.А., Рахматуллаев И.С.
(Белорусский государственный технологический университет)

ТЕПЛООБМЕН И ГИДРОДИНАМИКА В СТРУЙНОМ ЦИРКУЛЯЦИОННОМ КОНТАКТНОМ ТЕПЛООБМЕННИКЕ-ПОДОГРЕВАТЕЛЕ

В промышленности в основном используют два принципиально отличающихся по организации взаимодействия теплоносителей типа теплообменных аппаратов: поверхностные (рекуперативные) и контактные (смещения) [1, 2]. Теплообмен в контактных аппаратах протекает более интенсивно по сравнению с поверхностными. Также контактные теплообменники обладают меньшей материалоемкостью и

стоимостью, они проще по конструкции и в эксплуатации. Существенным недостатком контактных теплообменников является то, что они применимы лишь в случаях, если допускается смешение взаимодействующих теплоносителей, например, нагреваемой технологической среды с греющим агентом.

Наиболее распространенными контактными теплообменниками наряду с конденсаторами смешения являются аппараты для нагревания жидких сред острым паром. Они широко применяются, в том числе в химической, горноперерабатывающей и пищевой промышленности, в сельском хозяйстве для нагрева чистых жидкостей, а также растворов, суспензий и т. д. Больше всего при этом используются контактные подогреватели жидких сред барботажного и струйного типов.

Струйные теплообменники-подогреватели по сравнению с барботажными компактны и легко встраиваются в технологическое оборудование (реакторы, растворители и т. д.) и трубопроводы. Однако установка и эксплуатация их внутри емкостных или колонных аппаратов во многих случаях нежелательна из-за динамических воздействий высокоскоростной струи пара на элементы конструкции, а также из-за негативных эффектов сопряженных с явлением кавитации, возникающем при конденсацией острого пара в нагреваемой жидкой среде. При указанных обстоятельствах применим вариант использования вынесенного контактного теплообменника с вводом струи пара в жидкость. Он не требует установки насоса для организации циркуляции жидкости и, следовательно, дополнительного расхода энергии на его привод. В учебной и в фундаментальной научной литературе [3–5] подробная информация по расчетам, конструированию и режимах работы подобных струйных контактных теплообменников смешения отсутствует.

Авторами был разработан образец циркуляционного контактного теплообменника-подогревателя, а также экспериментальная установка для его исследований. Схема установки представлена на рисунке 1. Установка включает емкость 4, соединенную циркуляционными трубами 2 и 3 с корпусом теплообменного аппарата 1. Внутри корпуса 1 устанавливалось эжекционное устройство 5. Для контроля и измерения текущих значений температуры в различных зонах теплообменника были установлены термометры $T1–T3$ марки Chestemp 1 Hanna (погрешность измерения температуры $\pm 0,2^\circ\text{C}$), для определения давления пара – манометры $M3$ и $M4$. Корпус теплообменника, циркуляционные трубы и емкость были изготовлены из прозрачного материала (полиметилакрилового органического стекла), что позволяло вести визуальные наблюдения процессов в аппарате в ходе эксперимента.

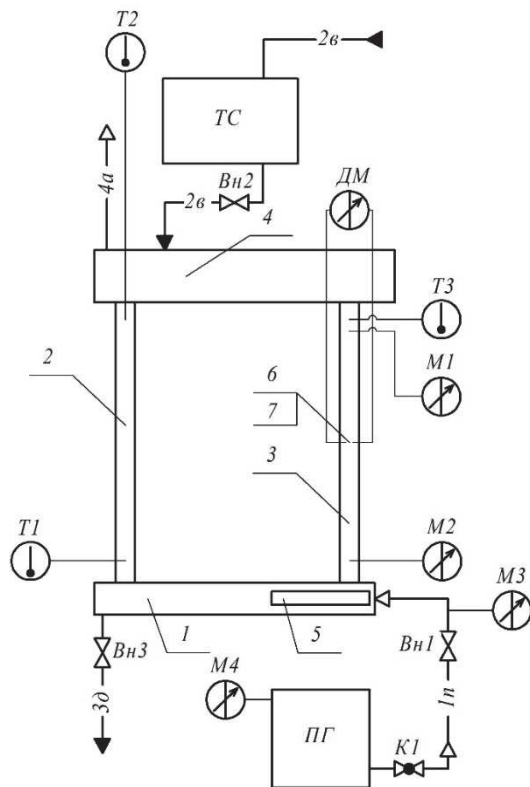


Рисунок 1 – Схема экспериментальной установки:

1 – корпус теплообменного аппарата; **2** – горячая труба; **3** – холодная труба; **4** – емкость; **5** – устройство эжекционное; **ПГ** – парогенератор; **ТС** – термостат; **М1** и **М2** – пьезометры; **М3** – манометр образцовый; **М4** – манометр; **Т1–Т3** – термометры; **Вн1–Вн3** – вентили; **К1** – кран. Обозначение потоков: **In** – греющий пар; **2в** – вода; **3д** – дренаж; **4а** – сообщение с атмосферой

При проведении опытов емкость **4**, корпус теплообменного аппарата **1**, циркуляционные трубы **2** и **3** заполнялись водой. Через эжекционное устройство **5** в жидкость подавался острый пар. Эжекционный эффект в зоне взаимодействия фаз обеспечивал при работе аппарата активную направленную циркуляцию жидкости по замкнутому контуру «емкость **4** – холодная труба **3** – корпус теплообменного аппарата **1** – горячая труба **2** – емкость **4**».

В ходе эксперимента определялась динамика изменения температуры среды в различных точках теплообменника и циркуляционных труб установки. Кроме того проводилась видеосъемка зоны взаимодействия пара с жидкостью и картины течения трассера в циркуляционной трубе **3** при измерении скорости циркуляции. Визуальными наблюдениями оценивался характер взаимодействия пара и жидкости в аппарате.

При выполнении опытов избыточное давление пара на входе в сопло эжекционного устройства изменялось от 15 до 40 кПа. При этом расчетное значение скорости истечения пара из сопла составляло от 20 до 125 м/с.

При скорости истечения пара, не превышавшей 50 м/с наблюдалась нестабильная и малоинтенсивная работа теплообменника. В таких случаях пар из сопла зачастую выходил в виде крупных пузырей и их агломератов. Эти пузыри и агломераты в основном не успевали сконденсироваться в аппарате для подвода острого пара и в горячей трубе циркуляционного контура. При высоких скоростях истечения пара из сопла образовывался устойчивый, отчетливо видимый парожидкостной факел, включавший в свой состав мелкие, диаметром не более 1,5 мм пузырьки пара. За пределами

данного факела объемная концентрация пузырьков несконденсировавшегося пара была незначительной, и нагреваемая жидкость не теряла прозрачности. Проскок несконденсировавшегося пара на свободную поверхность жидкости в емкости 4 при этом не наблюдался.

В ходе обработки опытных данных определялись количество тепла на нагрев жидкости, скорость циркуляции, скорость пара на выходе из сопла, удельный объемный теплосъем и объемный коэффициент теплопередачи и динамика изменения температуры нагреваемой среды. Графики, отражающие динамику роста объемного коэффициента теплопередачи K_V при различных давлениях пара и исполнениях теплообменника показаны на рисунке 2.

По итогам проведенных исследований выявлено, что объемный коэффициент теплопередачи (в расчете на объем аппарата для подвода острого пара) при скоростях истечения 80–125 м/с составляет от 70 до 130 кВт/(м³·К). Значение коэффициента теплопередачи при этом возрастает с ростом скорости истечения острого пара. Объемная плотность теплового потока в аппарате для подвода острого пара достигала 3,75 МВт/м³.

Скорость циркуляции нагреваемой жидкости (ее движения в циркуляционных трубах), определенная методом трассирования, при избыточном давлении греющего пара на входе в сопло 30–40 кПа составляла от 0,3 до 0,6 м/с, что позволяет сделать вывод о применимости исследованного контактного теплообменника для нагревания жидкости с механическими включениями.

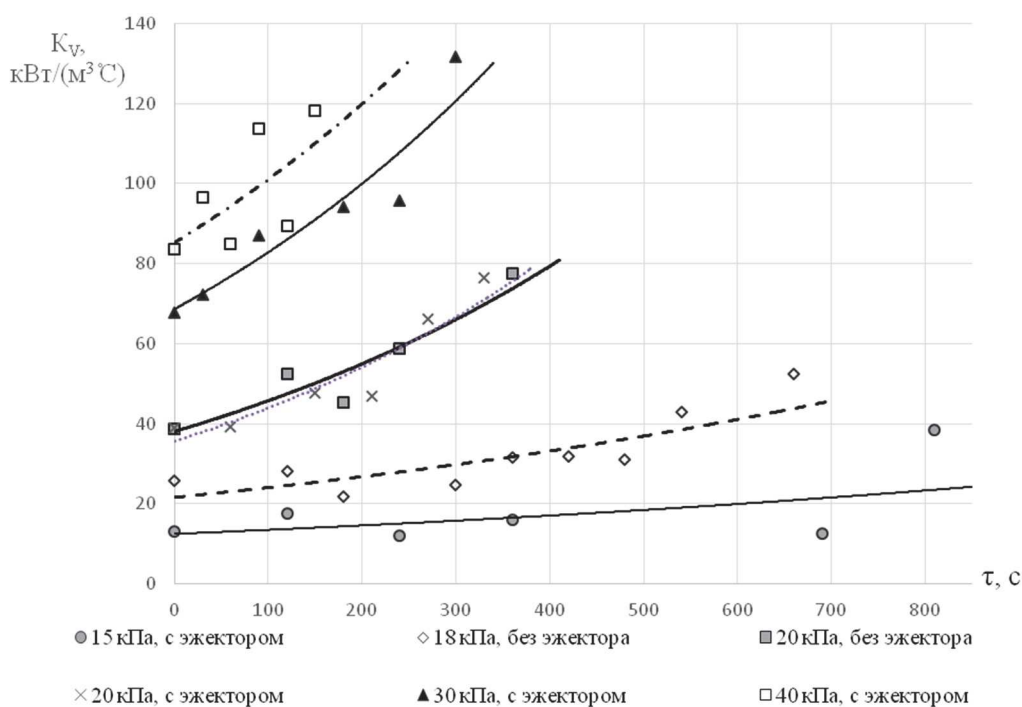


Рисунок 2 – Динамика изменения объемного коэффициента теплопередачи

Исследованный теплообменник-подогреватель имеет простую конструкцию, легко встраивается в существующие емкостные или колонные аппараты и не требует установки насоса.

Литература

1. Теплотехника: Учеб. для вузов / В. Н. Луканин, М. Г. Шатров, Г. М. Камфер и др.: Под ред. В. Н. Луканина – 2-е изд. перераб. – М.: Высш. шк., 2000. – 671 с.
2. Исаченко, В. П. Теплопередача / В. П. Исаченко, В. А. Осипова, А. С. Сукомел. – М.: Энергоатомиздат, 1981. – 416 с.
3. Соколов, Е. Я. Струйные аппараты / Е. Я. Соколов, Зингер Н. М. – М.: Энергоатомиздат, 1989. – 352 с.
4. Цегельский, В. Г. Двухфазные струйные аппараты / В. Г. Цегельский. – М.: Изд-во МГТУ им. Н.Э. Баумана, 2003. – 408 с.
5. Соснин, Ю. П. Контактные водонагреватели / Ю. П. Соснин. – М.: Стройиздат, 1974. – 359 с.

УДК 621.926

Козловский В. И., Вайтехович П. Е.

(Белорусский государственный технологический университет)

МЕТОДИКА РАСЧЕТА БИСЕРНЫХ МЕЛЬНИЦ С ГОРИЗОНТАЛЬНЫМ РАСПОЛОЖЕНИЕМ РОТОРА

При конструировании горизонтальных бисерных мельниц начальными данными в основном являются: производительность (Q , м³/ч), объем рабочей камеры (V , м³), свойства измельчаемого материала, начальный и конечный размеры частиц.

При диспергировании материала в бисерной мельнице не всегда получается продукт необходимого конечного размера. Поэтому данные измельчители в основном работают периодически и материал пропускают сквозь них несколько раз, пока не будет достигнут необходимый конечный размер продукта. В связи с этим такой параметр, как конечный размер частиц, в данном случае не совсем удобен, его можно заменить на эффективность диспергирования:

$$E = 100 - R_d, \quad (1)$$

где R_d – аналог остатка на сите с отверстиями d , мкм.

Критерий эффективности в таком виде показывает, какое количество продукта за один проход имеет граничный размер, равный или