

наличием жидкой фазы, изменение ее содержания, очевидно, существенно влияет на процесс гранулирования. Ранее доказано, что с увеличением количества связующего возрастают плотность и прочность гранул, уменьшаются требуемые динамические нагрузки и время окатывания, что объясняется большей пластичностью, позволяющей частицам смещаться одна относительно другой и перестраивать структуру. Предложены зависимости прочности сухих гранул различных материалов от влажности и температуры шихты при гранулировании веществ, нерастворимых в связующем. Однако, компоненты сложносмешанных минеральных удобрений растворимы в воде и поэтому требует дополнительного изучения влияния технологических параметров (влажность, температура и т. п.) на процесс гранулообразования.

Литература

1. Леонов, Ф.Н. эффективность минеральных удобрений в зависимости от обеспеченности подвижными фосфатами дерново-подзолистой легкосуглинистой почвы / Ф.Н. Леонов, Т.Г. Синевич // Почвоведение и агрохимия. – 2017. - № 1 (58). – С. 109-116.

2. Прушак, В.Я. Разработка новых технических решений по увеличению выпуска гранулированного хлорида калия с применением валковых прессов, изготавливаемых в ЗАО «Солигорский Институт проблем ресурсосбережения с Опытным производством» / В.Я. Прушак, Н.Ю. Кондратчик, Н.А. Высоцкая / Труды БГТУ. – 2020. – Серия 2, № 1. – С. 62-67.

3. Кондратчик, Н.Ю. Методы гранулирования NPK-удобрений. Способы гранулирования методом прессования и окатывания / Н.Ю. Кондратчик, Н.А. Высоцкая, В.С. Францкевич // Горная механика и машиностроение. – 2020. – № 1. – С. 56-70.

УДК 661.935

Павлечко В.Н. Францкевич В.С.

(Белорусский государственный технологический университет)

СНИЖЕНИЕ ПРИМЕСЕЙ В ТЕХНИЧЕСКОМ ЖИДКОМ КИСЛОРОДЕ ПРИ ИСПОЛЬЗОВАНИИ ТОНКОПЛЕНОЧНОЙ РЕКТИФИКАЦИИ

В настоящее время кислород в ОАО «Крион» получают с высокой концентрацией, достигающей 99,5% и более. Однако для отдельных потребителей требуется более высокая чистота продукта и для ее достижения требуется значительное количество ступеней контакта и соответствующие затраты энергии.

Разделение воздуха на составляющие (азот, кислород, аргон и др.) осуществляется в ректификационных колоннах с ситчатыми тарелками. Эффективность тарелок невысока и составляет ориентировочно 30%, а их количество в укрепляющей части колонны достигает несколько десятков.

Главными особенностями массообменных аппаратов пленочного типа являются практическое отсутствие перепада давления по высоте аппарата и малый объем жидкости в аппарате. Первый фактор способствует отсутствию в аппаратах этого типа гидростатической депрессии, а второй – малому времени пребывания жидкости в аппарате по сравнению со временем пребывания продукта в аппаратах объемного заполнения. Эти факторы обуславливают область их применения: ректификация или дистилляция под вакуумом термически нестойких продуктов, теряющих свои потребительские свойства в результате длительного пребывания под воздействием высоких температур [1]. Проведение массообменных процессов в тонком слое жидкости всегда связано с высокой интенсивностью, малым временем пребывания жидкости в аппарате, низким сопротивлением по газовой (паровой) фазе и хорошо развитой поверхностью смеси пар (газ)– жидкость. Пленочные аппараты применяются для проведения химических превращений в системах (пар) газ – жидкость, если реакция протекает быстро с выделением (поглощением) большого количества теплоты.

Наиболее благоприятные возможности, обусловленные низким гидравлическим сопротивлением пленочной аппаратуры, имеются в процессах вакуумной дистилляции термически нестойких веществ, особенно обладающих близкими температурами кипения, в том числе изомеров. Возможность обеспечения удельного гидравлического сопротивления не более 13–40 Па на одну теоретическую ступень разделения позволяет создавать ректификационные колонны с эффективностью 10–30 теоретических ступеней разделения при остаточном давлении в испарителе в пределах 15–40 Па. Пленочные аппараты со свободно стекающей пленкой, как правило, оснащаются контуром циркуляции продукта по аппарату, что сразу же позволяет использовать греющие камеры с относительно короткими (2–3 м) теплообменными трубами для обеспечения равномерности линейной плотности орошения и снижения скорости вторичных паров в теплообменных трубах. При этом внешний контур предпочтительнее внутреннего, поскольку позволяет устанавливать циркуляционный насос стандартных конструкций и использовать этот насос для перекачки отводимого из аппарата продукта, в том числе, находящегося под вакуумом в сборник под атмосферным давлением.

Для проведения процессов с большим тепловым эффектом применяются аппараты с развитой теплообменной поверхностью. Наиболее совершенной конструкцией этого типа является кожухотрубный аппарат. Жидкость, подаваемая на верхнюю трубную решетку, равномерно распределяется по трубам и в виде тонкой пленки, образованной оросителем, стекает вниз по внутренней поверхности труб. Пар отводится из верхней части аппарата.

Основными конструктивными требованиями для аппаратов с тонкой пленкой жидкости является равномерное распределение пара и жидкости по трубкам, которое не должно превышать 5–10%, а также предотвращение вредного обратного перемешивания по направлению движения взаимодействующих потоков.

Высокая эффективность пленочной ректификации в трубчатых колоннах подтверждена на некоторых бинарных смесях: метанол–вода, этанол–вода, метанол–этанол, хлорбензол–этилбензол, н-гептан–толуол, ацетон–четырёххлористый углерод, ацетон–бензол, четырёххлористый углерод–толуол и др. [1].

Предварительно гидродинамика двухфазного потока была исследована авторами на бинарной смеси вода–воздух в трубке внутренним диаметром 40 мм. Эксперименты показали, что равномерное распределение воды по периметру трубки достигается при расходе воды 80 кг/час. Предельная скорость воздуха, при которой достигается режим эмульгирования, составляет 3–4 м/с. Использование вставок, закручивающих поток воздуха, значительно снижает его предельную скорость.

Для повышения эффективности разделения компонентов воздуха при криогенных температурах, снижения материальных и энергетических затрат предложена экспериментальная тонкопленочная ректификационная установка.

Выполнены расчеты гидродинамики, тепло- и массообмена в трубке из стали 12X18H10T внутренним диаметром $d = 40$ мм, толщиной стенки 2,5 мм и высотой $H = 1500$ мм с гладкими стенками, тепло к которой подводится от атмосферного воздуха. Сверху в трубку подается жидкий кислород с концентрацией 99,5% и температурой 90К при атмосферном давлении.

В работе использована общепринятая методика расчета тепло- и массообмена, приведенная в [2, 3]. Теплофизические свойства компонентов воздуха при криогенных температурах заимствованы из [4].

Расчеты выполнены для расхода поступающего жидкого кислорода 80 кг/час. В результате расчета определены основные гидродинамические параметры. Скорость пара в трубке (толщина пленки жидкости не учитывалась ввиду незначительности) $w_{п} = 0,592$ м/с. Необходимо

отметить, что указанную скорость пар приобретает только в верхней части трубки. Поскольку предельная скорость пара составляет величину 3–4 м/с, то определенная величина скорости пара показывает возможность ее повышения путем увеличения высоты трубки и, соответственно, поверхности тепло- и массообмена.

При расчете поверхности теплообмена помимо трубки учитывали также сборник очищенного кислорода. Величина движущей силы $\Delta c = 0,00062$ масс. долей принята из следующих соображений. В равновесном состоянии начальное содержание кислорода в жидкости 99,5% соответствует его содержанию в паре 99,85% и коэффициент распределения составляет $m = 99,85 / 99,5 = 1,00352$. При испарении некоторого количества кислорода в пар переходит в m раз больше легколетучих примесей, чем их содержалось в исходном жидком кислороде, а в оставшемся неспаренном кислороде на столько же снижается их количество. Например, если 12 кг жидкости до испарения содержат $12 \cdot (100 - 99,5) / 100 = 0,06$ кг примесей, то после испарения она включает $12 \cdot (100 - 99,5 \cdot 1,00352) / 100 = 0,018$ кг. На величину $(0,06 - 0,018) = 0,042$ кг снижается содержание примесей в жидкости. Начальный расход примесей в неиспаряющейся части жидкости $(80 - 12) \cdot (100 - 99,5) / 100 = 0,34$ кг/час. В конечном кислороде содержание примесей составляет $(0,34 - 0,042) = 0,298$ кг/час, концентрация примесей $- [100 - 100 \cdot (0,34 - 0,042) / (80 - 12)] = 99,562\%$. Следовательно, движущая сила, выраженная параметрами жидкости, составляет $(99,562 - 99,5) / 100 = 0,00062$ масс. долей.

Отмеченная величина движущей силы характерна только для начала процесса очистки жидкости. По мере повышения концентрации кислорода она снижается и при концентрации 99,95% составляет только десятую часть величины, рассчитанной выше. Вследствие этого движущая сила в вышеприведенной формуле взята в промежутке между максимальной и минимальной величинами (три четверти максимального значения). Расчетная концентрация кислорода после массообмена в экспериментальной установке составила 99,63%.

Следует отметить, что расчеты массообмена выполнены для бинарной смеси кислород–азот. Кислород является основным (высококипящим) компонентом, азот – примесью (низкокипящим). Фактический состав примесей определяется не только азотом, но и другими газами и их жидкостями с другими теплофизическими свойствами, чем у азота. Учесть влияние этих примесей на процесс массообмена весьма сложно. Кроме того, в расчетах использованы формулы, относящиеся к движущимся без фазового превращения жидкости и пару. Фактически массообмен в экспериментальной установке, осуществляемый между кипящей жидкостью и паром, предполагается более интенсивным по

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