722698
НА ДОМ НЕ ВЫДАЕТСЯ

Министерство высшего образования СССР

Московское
ордена Ленина и ордена Трудового Красного Знамени
высшее техническое училище им. Баумана

На правах рукописи

Аспирант А. М. Архаров

Создание и исследование горизонтального центробежного ректификатора для разделения воздуха

АВТОРЕФЕРАТ

диссертации на соискание ученой степени кандидата технических наук

Научный руководитель
лауреат Сталинской премии,
доктор технических наук,
профессор *С. Я. Герш*

Москва 1958 г.

ФУНДАМЕНТАЛЬНАЯ
Моск. Технич.
Библиотека
им. Н.Э. Баумана

НТБ МГТУ им. Н.Э. Баумана
722698
Архаров А.М. Создание и и

Содержание вопроса и постановка задачи

В настоящее время в различных отраслях химической промышленности все более широкое применение получает пленочная ректификация. Существует два типа аппаратов плёночной ректификации: аппараты со свободным движением жидкой пленки и аппараты с принудительным движением жидкости — центробежные ректификаторы. В свою очередь центробежные ректификаторы могут быть разделены на два вида: аппараты, в которых имеет место только принудительное движение жидкости, и аппараты, в которых принудительное движение сочетается со свободным, при этом, в ряде случаев, пленочный режим сменяется капельным.

Для разделения высококипящих смесей и получения тяжелой воды, в последние годы были построены разнообразные аппараты плёночной ректификации. Было доказано, что эти аппараты обладают высокой четкостью разделения и существенно меньшим гидравлическим сопротивлением по сравнению с барботажными ректифицирующими аппаратами. Это открывает пути для широкого практического внедрения ректификации под вакуумом. Количество удерживаемой жидкости в пленочных аппаратах ничтожно мало, что обеспечивает быстрое стационарное распределение концентраций, быстрый запуск установки и значительно уменьшает опасность проваливания жидкости. В большинстве случаев плёночные аппараты могут быть выполнены меньших размеров, чем соответствующие барботажные. Кроме того, условия плёночного режима течения жидкой фазы благоприятны для изучения собственно процесса массопередачи и определения путей его интенсификации. Поэтому вопросы плёночной ректификации имеют большое практическое и теоретическое значение. Разработка, исследование и внедрение плёночных ректифицирующих аппаратов будет способствовать претворению в жизнь решений Майского Пленума ЦК КПСС о развитии химической промышленности.

В СССР первые работы, посвященные плёночной ректификации в центробежном ректификаторе, были опубликованы в 1936 году профессором С. Н. Обрядчиковым и В. С. Яблонским. В последующие годы большие исследования были проведены под руководством профессоров Н. И. Гельперина, Н. М. Жаворонкова, А. И. Бродского, А. Г. Касаткина, А. Н. Плановского, В. В. Кафарова, В. Г. Фастовского. Оригинальные работы по гидродинамике свободного течения тонких слоев вязкой жидкости выполнены акад. П. Л. Капицей и профессором П. А. Семеновым. В области плёночной ректификации высококипящих смесей необходимо отметить исследования А. М. Николаева, В. А. Малюсова, Н. Н. Умника, В. Л. Пебалка, А. Г. Натрадзе, Т. Т. Филиппосьянц, Р. С. Фраймана, М. С. Хаценко, В. М. Олевского, Л. С. Аксельрода, В. И. Матрозова, М. С. Гершановой. За рубежом в этой области работали Г. Юрей, В. Седлак, Ф. Россини, К. Виллингем, Д. Вестгавер, У. Льюис, Т. Чильтон, А. Колбурн, Р. Пигфорд и другие.

Вопросам разделения газов методом глубокого охлаждения в пленочных ректифицирующих аппаратах посвящено значительно меньшее количество работ. Большие технические трудности, связанные с весьма низкими температурами, ограничивают возможности исследований. В 1942—43 годах акад. П. Л. Капица впервые успешно использовал центробежный ректификатор вертикального типа для разделения воздуха. В 1946 году А. Б. Фрадков исследовал процесс разделения воздуха в пленочной трубчатой колонне. Этим, в основном, и исчерпывается объём исследований пленочной ректификации в условиях глубокого охлаждения.

В процессе работы под новыми кислорододобывающими установками, практическими запросами промышленности перед нами была поставлена задача — создать ректифицирующий аппарат для разделения воздуха методом глубокого охлаждения с минимальными размерами, работоспособный в условиях вибраций, при качке и в наклонном положении до углов в 45—50°. Такой аппарат необходим для транспортных кислородных установок, работающих во время передвижения. Известно, что обычные колонны не пригодны для этих целей, так как при наклонах и качке процесс разделения нарушается. Решение этой задачи представлялось возможным при использовании центробежных ректифицирующих аппаратов.

После предварительного анализа разнообразных схем центробежных ректификаторов с точки зрения удовлетворения поставленных технических условий, для конструктивной разра-

ботки был выбран горизонтальный центробежный ректификатор со спиральной кассетой и кассетой с набором коаксиальных цилиндров, в котором имеет место только принудительное движение жидкой фазы. Ректификатор был построен в 1956 г. в МВТУ им. Н. Э. Баумана.

Другая основная задача настоящей работы заключалась в экспериментальном и теоретическом исследовании гидродинамики потоков и процесса массообмена при разделении жидкого воздуха в горизонтальном центробежном ректификаторе, с целью разработки надежного и простого метода определения максимальной пропускной способности, предела захлебывания и оптимальных геометрических размеров ректифицирующих кассет. Одновременно необходимо было наметить пути для увеличения производительности центробежных ректификаторов до величины порядка 1 000 кг. кислорода в час. Это исследование было проведено в лаборатории Глубокого холода МВТУ им. Н. Э. Баумана в 1957 году.

Горизонтальный центробежный ректификатор и экспериментальная качающаяся установка

Основным узлом ректификатора является ректифицирующая кассета, которая закрепляется на роторе, вращающемся в графитовых подшипниках. Ротор приводится во вращение электродвигателем постоянного тока через теплоизолированный карданный валик. Жидкий воздух подаётся в центр ротора по неподвижной трубке и поступает в ректифицирующую кассету. При вращении ротора жидкость распределяется тонкой пленкой на внешней стенке канала и под действием центробежных сил движется от центра к периферии.

По сечению, не занятому жидкостью, навстречу ей движется пар. При встречном движении пара и жидкости между ними происходит процесс массопередачи, в результате которого нижекипящий компонент (азот) переходит в пар, а вышекипящий (кислород) — в жидкость. Пройдя кассету, обогащённая кислородом жидкость поступает в испаритель. Из испарителя часть паров кислорода отводится в качестве продукта. Уплотнение кислородной секции осуществляется, в основном, сильфонно-графитовыми уплотнениями. Уплотнение состоит из сильфона, к которому припаяно кольцо, трущееся по графитовому вкладышу, направляющей втулки с плоской мембраной и прижимной пружины. Как показали опыты, уплотнение работает надежно. В крышках ректификатора устроены

смотровые окна с текстолитовыми трубками для наблюдения схода жидкой пленки со спирали, в одной из трубок помещается лампочка. Ректификатор предусматривает также возможность подачи на разделение части детандерного воздуха. Детандерный воздух подается через радиальные сверления в роторе на нужный радиус ректифицирующей кассеты. При проведении экспериментов этот ввод использовался для отбора анализных проб.

Были изготовлены и испытаны ректифицирующие кассеты, имевшие следующие геометрические характеристики (см. таблицу 1). Наибольшее количество опытов проведено со спиральными кассетами. Кассета с набором коаксиальных цилиндров (всего 15 цилиндров) имеет переменную высоту ректификационного канала и шаг. Бугорчатое дно всех кассет одинаково: диаметр бугорков — 1,2 мм, шаг бугорков —2,5 мм, высота бугорков — 0,75 мм.

Таблица № 1

Характеристики испытанных ректифицирующих кассет

№ кассеты	Тип кассеты	Профиль дна	Длина ленты L мм	Внутр. диам. кассеты $d_{вн}$ мм	Наружный диам кассеты $D_н$ мм	Высота канала a мм	Ширина канала b мм	Шаг спирали t мм
1	Спираль	Гладкий	9000	85	205	3,1	127	3,4
2	Спираль	Гладкий	5000	85	205	5, 5	127	5,4
3	Спираль	Бугорчатый	5000	85	205	5,15	127	5,4
4	Спираль	Бугорчатый	6700	85	240	5,15	127	5,4
5	Спираль	Бугорчатый	5000	85	245	8,25	127	8,5
6	Спираль	Бугорчатый	8500	85	245	4,55	127	4,8
7	Набор коаксиальных цилиндров	Гладкий	—	85	203	Переменная	127	t_{max}= 5,5 t_{min}= 2,2

Разработана простая технология изготовления спиральных кассет. Кассета имеет основной и покрывной диски, в которых проточены спиральные канавки. В канавки впаяна спирально свернутая лента, толщиной 0,25 мм. Трудоемкость изготовления одной спиральной кассеты с бугорчатой лентой составляет около 40 часов.

Экспериментальный ректификатор позволяет получать кислород в количестве до 14 кг в час, концентрацией 99,2—99,5%, при чистоте отходящего азота 90%. (Кислород этой чистоты получен в кассетах № 4 и № 6).

Общий вес ректификатора — 17 кг, диаметр корпуса 300 мм, длина — 200 мм. При числе оборотов 1200—1300 об/мин, потребляемая электродвигателем мощность составляет 180 ватт. Проведенные испытания, длившиеся более 550 часов, показали, что аппарат надежен в работе и обеспечивает четкое разделение при степени извлечения кислорода 62%.

Для исследования центробежного ректификатора была построена специальная качающаяся установка. В блоке разделения смонтированы основной теплообменник высокого давления, кислородный теплообменник, конденсатор-испаритель, дроссельный вентиль высокого давления, сборник жидкости, фильтр жидкого воздуха, центробежный ректификатор и уловитель жидкости — для регистрации и измерения уноса. Воздух высокого давления дросселируется, после дросселирования жидкость собирается в сборнике и оттуда подается через фильтр в центробежный ректификатор.

Блок разделения смонтирован в стальном кожухе, который подвешен к свободно вращающейся оси, закрепленной в треноге. В верхней части блока, около оси подвеса, выведены трубки от мест анализных проб и замеров давлений. Блок может быть зафиксирован в наклонном положении до углов в 80°, а также свободно качаться. Период качания равен 2,2 сек. Число оборотов привода ректификатора регулируется в пределах от 100 до 1800 в минуту.

После достижения стационарного состояния, проводились замеры давлений расходов, сопротивлений, температур и делались анализы. Во время проведения опытов изменялись следующие величины:

1) выход кислорода, 2) количество подаваемой на разделение жидкости, 3) давление в ректификаторе, 4) число оборотов, 5) угол наклона, 6) угол качания. В результате определено влияние различных факторов на процесс массообмена и проверены теоретические закономерности, характеризующие гидравлические режимы работы аппарата.

Течение жидкой пленки во вращающемся спиральном канале в противотоке с паром

Целью гидродинамического исследования режимов течения пленки является, с одной стороны — определение условий однозначности, и с другой — определение условий устойчиво-

сти течения и предела захлебывания. В результате гидродинамического расчёта находятся оптимальные геометрические размеры ректифицирующих кассет. Поэтому задача о принудительном течении жидкой пленки в противотоке с паром имеет значительный теоретический и практический интерес. Эта задача точно не решается, ввиду многообразия и сложности одновременно протекающих явлений, поэтому в ходе решения делается ряд допущений и последовательно рассматриваются три режима течения пленки: ламинарный, волновой и турбулентный.

Жидкая пленка в ректифицирующей кассете движется по криволинейной поверхности, уравнение которой в полярных координатах имеет вид:

$$r = A \cdot \varphi, \tag{1}$$

где $A = \frac{t}{2\pi}$ — постоянная спирали,

t — шаг спирали.

Для общего случая установившегося изотермического течения тонкого слоя вязкой несжимаемой жидкости, при условии, что эпюра скоростей на границе жидкость — пар не терпит разрывов и, что количества массы, которыми обмениваются пар и жидкость, равны, получено уравнение движения пленки в канале:

$$\rho_{ж} \cdot \frac{d}{ds} \int_{o}^{h} v_s^2 \, dx = A\omega^2 \rho_{ж} \cdot h - h \cdot \operatorname{grad} p - \tau - \tau_o, \tag{2}$$

где h — толщина пленки,

v_s — скорость по сечению пленки,

ω — угловая скорость вращения канала,

$\rho_{ж}$ — плотность жидкости,

$\operatorname{grad} p$ — градиент давления парового потока в канале,

τ — напряжение трения на границе жидкость—пар,

τ_o — напряжение трения на границе жидкость—стенка,

x и s — координаты поперек и вдоль потока жидкости.

Уравнение (2) справедливо для любого режима течения пленки.

Ламинарный поток жидкости. При квадратичном законе изменения скорости по толщине пленки:

$$v_s = cx^2 + dx + i, \tag{3}$$

где c, d и i — постоянные, определяемые из граничных условий, общее уравнение (2) приобретает вид:

$$\rho_{ж}\frac{d}{ds}\int_{o}^{h} v_s^2 dx = A\omega^2\rho_{ж}\cdot h - h\cdot \operatorname{grad} p - \frac{3}{2}\tau - 3\mu_{ж}\frac{Q}{h^2}, \qquad (4)$$

где $Q = \int_{o}^{h} v_s \cdot dx$ — удельный расход жидкости,

$\mu_{ж}$ — вязкость жидкости.

Из дифференциальных уравнений движения тонкого слоя вязкой несжимаемой жидкости:

$$\begin{cases} \rho_{ж}\left(\dfrac{\partial v_s}{\partial s}v_s + \dfrac{\partial v_s}{\partial x}v_x\right) = A\omega^2\rho_{ж} - \operatorname{grad} p + \mu_{ж}\dfrac{\partial^2 v_s}{\partial x^2}; \\ \dfrac{\partial v_s}{\partial s} + \dfrac{\partial v_s}{\partial x} = 0; \end{cases} \qquad (5)$$

и граничных условий, находим:

$$\frac{d}{ds}\int_{o}^{h} v_s^2\, dx = 0. \qquad (6)$$

Откуда, при условии постоянства массы, следует, что:

$$h = \text{const} \qquad (7)$$

Закон изменения скорости по толщине пленки имеет вид:

$$v_s = x\left(\frac{\tau}{2\mu_{ж}} + \frac{3Q}{h^2}\right) - x^2\left(\frac{A\omega^2\rho_{ж}}{2\mu_{ж}} - \frac{\operatorname{grad} p}{2\mu_{ж}}\right). \qquad (8)$$

Средняя скорость жидкой пленки в канале, при условии устойчивости течения, определяется выражением:

$$v = 2\sqrt{\frac{Q\cdot a\cdot \operatorname{grad} p}{12\mu_{ж}}}\cdot \operatorname{sh}\frac{\psi}{3}, \qquad (9)$$

где

$$\operatorname{sh}\psi = 6{,}94\,\frac{Q(A\omega^2\rho_{ж} - \operatorname{grad} p)}{a\sqrt{\dfrac{Q}{\mu_{ж}}\,a\,(\operatorname{grad} p)^3}}. \qquad (10)$$

Здесь a — высота ректификационного канала.

Волны на поверхности жидкой пленки. Граница раздела фаз весьма неустойчива. Даже при отсутствии встречного движения пара образуются волны. Случай свободного плоского волнового течения жидкой пленки был рассмотрен в работах П. Л. Капицы и П. А. Семёнова. Волновой режим течения в условиях, поставленных в исследуемой задаче, ранее не рассматривался.

Капиллярное давление определяется известной формулой:

$$p_\sigma = -\sigma \frac{d^2h}{ds^2}, \tag{11}$$

где σ — коэффициент поверхностного натяжения.

Рассматриваются только достаточно длинные волны.

$$h = h_0 + h_0 \cdot \varphi, \tag{12}$$

где $h_0\varphi$ — отклонение точки поверхности от средней толщины слоя h_0.

Для незатухающей волны, движущейся с фазовой скоростью k, получено:

$$v = \frac{v_0 - 1{,}335\,k}{1+\varphi} + 1{,}335\,k. \tag{13}$$

где v_0 — средняя скорость в пленке, толщиной h_0.

Из дифференциальных уравнений движения для волновой пленки, в первом приближении получено:

$$\sigma h_0 \frac{d^3\varphi}{ds^3} - \rho_ж (1{,}335\,k - v_0)\left(0.57 v_0 - 0{,}75\,k - 0{,}158\frac{\tau h_0}{\mu_ж}\right)\frac{d\varphi}{ds} +$$

$$+ \frac{\mu_ж}{h_0^2}\left(9 v_0 - 4\,k + \frac{3\tau h_0}{2\mu_ж}\right)\varphi +$$

$$+ A\omega^2\rho_ж - \operatorname{grad} p - \frac{3\mu_ж \cdot v_0}{h_0^2} - \frac{3}{2}\frac{\tau}{h_0} = 0. \tag{14}$$

Для того, чтобы решение этого уравнения удовлетворяло условию о незатухающей волне, необходимо, чтобы свободный член и коэффициент при φ обращались в нуль. Тогда, из первого условия:

$$A\omega^2\rho_ж \cdot h_o - h_o \cdot \operatorname{grad} p - \frac{3}{2}\tau - 3\mu_ж \frac{Q}{h_o^2} = 0. \qquad (15)$$

Откуда следует (см. уравнения 4 и 6), что средняя толщина волновой пленки в первом приближении равна толщине невозмущенной пленки. Из второго условия, для случая противотока определяется фазовая скорость волн:

$$k = 2{,}25 v_o - \frac{3\tau h_o}{8\mu_ж}. \qquad (16)$$

Частота волн Ω определяется уравнением:

$$\Omega = \left(1{,}84 v_o - 0{,}307 \frac{\tau h_o}{\mu_ж}\right)^2 \cdot \sqrt{\frac{\rho_ж}{\sigma \cdot h_o}}. \qquad (17)$$

Турбулентное течение пленки. Для случая турбулентного режима, при условии, что толщина жидкой пленки остается постоянной по длине канала, получено:

$$v^3 + \frac{a \cdot Re_ж^{0,25}}{0{,}084 \cdot \rho_ж} \cdot \operatorname{grad} p \cdot v + \frac{Q \cdot Re_ж^{0,25}}{0{,}042 \cdot \rho_ж}(\operatorname{grad} p - A\omega^2\rho_ж) = 0, \qquad (18)$$

где

$$Re_ж = \frac{4 \cdot Q \cdot \rho_ж}{\mu_ж}.$$

При устойчивом течении средняя скорость турбулентной пленки находится по формуле:

$$v = 2\sqrt{\frac{a \cdot Re_ж^{0,25}}{0{,}252\,\rho_ж} \cdot \operatorname{grad} p} \operatorname{sh} \frac{\psi}{3}, \qquad (19)$$

где

$$\operatorname{sh} \psi = 1{,}5 \frac{Q(A\omega^2\rho_ж - \operatorname{grad} p)}{a\sqrt{\frac{a \cdot Re_ж^{0,25}}{\rho_ж}(\operatorname{grad} p)^3}}. \qquad (20)$$

Средняя толщина турбулентной пленки меньше, чем ламинарной и волновой. Соответственно, средняя скорость турбулентного потока может составлять 1,05—1,3 от средней скорости пленки при ламинарном течении.

Унос жидкости. Максимальная пропускная способность спиральных ректифицирующих кассет

Благодаря малой толщине пленки, условия устойчивости ламинарной и турбулентной пленок практически одинаковы:

$$\text{grad}\, p - A\,\omega^2 \rho_ж < 0\,. \qquad (21)$$

Максимальное количество жидкости, которое может быть подано в канал, при условии отсутствия уноса определяется таким образом:

$$Q_{max} = \frac{h_{кр}^3}{6\,\mu_ж}\left[A\,\omega^2 \rho_ж - \text{grad}\, p\left(1 + \frac{a}{2\,h_{кр}}\right)\right], \qquad (22)$$

где $h_{кр}$ — критическая толщина пленки, при которой начинается унос жидкости.

Для режимов, соответствующих началу уноса, эта формула дает результаты, совпадающие с опытными данными в пределах 2—7%. При построении методики проектного расчёта величину $h_{кр}$ необходимо определить из дополнительных условий. При встречном движении двух изотермических потоков в канале, при условии, что на границе раздела фаз скорость равна нулю (условие начала уноса), существует однозначная зависимость между a, $h_{кр}$ и физическими свойствами потоков. При флегмовом числе, равном единице (наиболее тяжелый гидравлический режим кассеты), имеют место следующие соотношения:

$$w = \frac{Q \cdot \rho_ж}{a \cdot \rho_п}\,; \qquad (23)$$

$$Re_п = \frac{2 \cdot Q \cdot \rho_ж}{\mu_п}\,, \qquad (24)$$

где w — средняя скорость пара в канале,

$Re_п$ — число Рейнольдса для пара.

Критическая толщина жидкой пленки определяется так:

$$h_{кр} = C \cdot a \sqrt{\frac{\rho_п}{\rho_ж} \cdot \left(\frac{\mu_ж}{\mu_п}\right)^{0{,}25}}\,. \qquad (25)$$

Теоретическое значение постоянного коэффициента C равно 0,86. Однако при выводе уравнения (25) не были учтены поперечные пульсации, волновой характер поверхности, поверхностное натяжение и перенос массы через поверхность раздела фаз. С помощью опытов по уносу жидкости и определению гидравлических потерь в канале, установлено действительное значение коэффициента C; для случая течения жидкого воздуха в противотоке с парами воздуха C=0,65.

Практически, для определения максимальной пропускной способности, удобно пользоваться уравнением:

$$Q_{max}^2 \frac{0{,}377\,\rho_{ж}^2}{a^3 \cdot \rho_{п} \cdot Re_{п}^{0{,}268}} \cdot \left(\frac{h_{кр}^3}{6\,\mu_{ж}} + \frac{h_{кр}^2 \cdot a}{12\,\mu_{ж}} \right) + Q_{max} - \frac{A\,\omega^2 \rho_{ж} \cdot h_{кр}^3}{6\,\mu_{ж}} = 0. \qquad (26)$$

Оптимальные геометрические параметры спиральных ректифицирующих кассет при разделении жидкого воздуха, при заданном расходе Q и скорости вращения ω определяются соотношением

$$A \quad a^3 = \frac{Q^2 \dfrac{1{,}75 \cdot \rho_{ж}^2}{\mu_{ж} \cdot \rho_{п} \cdot 10^4 \cdot Re_{п}^{0{,}268}} + Q}{0{,}57 \dfrac{\omega^2 \cdot \rho_{ж}}{\mu_{ж} \cdot 10^4}}. \qquad (27)$$

Число оборотов, при котором наступает унос:

$$n = 12{,}65 \sqrt{\frac{Q^2 \dfrac{1{,}75 \cdot \rho_{ж}^2}{\mu_{ж} \cdot \rho_{п} \cdot 10^4 \cdot Re_{п}^{0{,}268}} + Q}{\dfrac{A\,a^3 \cdot \rho_{ж}}{\mu_{ж} \cdot 10^4}}} \quad \frac{об}{мин}. \qquad (28)$$

Массообмен в жидкой фазе. Влияние наклона и числа оборотов на процесс разделения

При турбулентном режиме течения тонкого слоя жидкости, поперечные пульсации скорости приводят к совершенно неопределенному изменению свободной поверхности пленки. В том случае, когда дно канала имеет определенную геометрическую шероховатость, на свободной поверхности эта шероховатость отражается подобным образом. Свободная поверхность имеет

определенный волновой «рисунок». Вблизи границы раздела фаз существует диффузионный пограничный слой, в котором распределение вещества просходит чисто молекулярным путем. Толщина его тем больше, чем меньше значение диффузионного критерия Pr.

Опытами установлено, что число оборотов практически не влияет на интенсивность массообмена. В то же время, при изменении скорости вращения в тех же пределах, толщина турбулентной пленки меняется более чем в два раза. Это может быть объяснено одним из следующих допущений.

1. С изменением толщины пленки величина диффузионного слоя меняется несущественно.

2. В условиях турбулентного течения свободная поверхность пленки, а следовательно, и вся область диффузионного слоя, находятся в состоянии непрерывного обновления, за счет масс, всплывающих в форме вихрей из глубины пленки (эффект Магнуса).

Показано, что толщина диффузионного слоя прямо пропорциональна толщине пленки:

$$\delta_д = C \cdot \frac{h}{\sqrt[m]{Pr'}} \cdot \int_0^h \frac{du}{1 + u^m}, \qquad (29)$$

где C — постоянная,

$$u = f(x; Pr').$$

Поэтому первое предположение не соблюдается. Рабочей гипотезой является второе допущение.

Таким образом, из условий однозначности величины ω и h можно исключить. Однако сопротивление жидкой пленки процессу массообмена не исчезает, это подтверждается опытами с наклоном оси вращения. При наклоне до углов в 70° процесс массообмена в спиральных кассетах интенсифицируется, а на коаксиальной кассете наклон практически не сказывается. Это подтверждает выводы Р. С. Фраймана о соотношении сопротивлений в паровой и жидких фазах: «в области низких концентраций Н. К. К. в паре и жидкости сопротивление переносу выше в паровой фазе. По мере увеличения концентрации Н. К. К. сопротивления паровой и жидкой фаз сравниваются, их соотношение становится равным единице. При дальнейшем увеличении концентрации Н. К. К. со-

противление жидкой пленки становится выше, чем сопротивление пара». Вблизи от центра ректификатора концентрация азота имеет наибольшее значение и, следовательно, в этой зоне сопротивление жидкой пленки больше. При наклоне спиральной кассеты близлежащие к центру слои жидкости турбулизируются сильнее и в результате имеет место улучшение процесса. При наклоне же коаксиальной кассеты не появляется составляющей скорости, которая увеличивала бы турбулентность близлежащих к центру слоев жидкости и процесс не улучшается.

Равномерная качка незначительно улучшает процесс. Можно предполагать, что с увеличением периода качания, интенсивность процесса массообмена будет увеличиваться.

Критериальное уравнение процесса массообмена

По данным опытов, при известных G, Q; y_1, y_2, p и T коэффициент массопередачи K определяется следующим образом:

$$K = \frac{N}{\Delta y \cdot F}; \qquad (30)$$

где. $N = G(y_2 - y_1)$ — количество Н. К. компонента, перешедшего из жидкости в пар,

G — количество пара, идущего по каналу,

y_1 и y_2 — начальная и конечная концентрации,

F — геометрическая поверхность раздела фаз,

$$\Delta y = \frac{y_2 - y_1}{\int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y_p - y}} = \frac{y_2 - y_1}{S}$$ средняя величина движущей силы процесса массообмена.

S — число единиц переноса массы (определялось графически).

В результате обработки опытных данных, было получено критериальное уравнение процесса массообмена в спиральных ректифицирующих кассетах:

$$Ki'_{\text{п}} = 1{,}5 \cdot 10^{-5} \cdot Re_{\text{п}}^{1{,}277} \cdot Pr_{\text{п}}^{0{,}67} \cdot S^{0{,}65} \cdot v^{0{,}4} \cdot f^{0{,}015} \cdot \left(\frac{d_э}{R}\right)^{0{,}65}, \qquad (31)$$

где $Ki'_{п} = 22{,}4\,\frac{k \cdot d_э}{D}$ — диффузионный критерий Кирпичева для пара.

$Re_{п} = \frac{w \cdot d_э \cdot \rho_п}{\mu_п}$ — критерий Рейнольдса для пара.

$Pr'_{п} = \frac{Pe'_{п}}{Re_{п}}$ диффузионный критерий Прандтля для пара.

$Pe'_{п} = 3600\,\frac{w \cdot d_э}{D}$ — диффузионный критерий Пекле для пара.

$v = \frac{Q}{G}$ — флегмовое число.

$f = \frac{b}{t' - d}$ — коэффициент дна (для гладкого дна $f = 1$).

b — ширина канала.

t' — шаг бугорков.

d — диаметр бугорков.

$d_э = \frac{2ab}{a+b}$ — эквивалентный диаметр.

R — средний радиус кривизны канала.

Коэффициент диффузии в этих выражениях определен по формуле Джиллиленда:

$$D = 0{,}00155\,\frac{T^{3/2}}{p\left(V_{N_2}^{1/3} + V_{O_2}^{1/3}\right)^2}\sqrt{\frac{1}{M_{N_2}} + \frac{1}{M_{O_2}}}\ \frac{м^2}{час}. \quad (32)$$

где T — средняя температура в кассете (°К),

p — среднее давление в кассете (ата),

M_{N_2} и M_{O_2} — молекулярные веса азота и кислорода,

$V_{N_2} = 31{,}2$ } — величины, условно называемые молекулярными объемами.
$V_{O_2} = 14{,}8$ }

Аналогично были обработаны опытные данные по массопередаче в коаксиальной кассете. Поскольку испытывалась только одна кассета, то геометрический симплекс и коэффициент дна были исключены из числа определяющих критериев. Полученное критериальное уравнение имеет следующий вид:

$$Ki'_{п} = 3{,}47 \cdot 10^{-7} \cdot Re_{п}^{1{,}65} \cdot Pr_{п}^{0{,}67} \cdot S^{0{,}65} \cdot v^{0{,}4}. \qquad (33)$$

Из уравнений 32 и 33 непосредственно трудно судить о том, какая кассета более эффективна. В одних и тех же габаритных размерах можно выполнить как равные, так и разные по эффективности ректифицирующие кассеты. Некоторые опытные данные, характеризующие работу ректификатора, приведены в таблице 2.

Гидравлическое сопротивление.

Для спиральной кассеты коэффициент трения равен:

$$C_{тр} = \frac{d_э^2 \cdot \operatorname{grad} p}{2 \rho_п \cdot w \cdot Re_п}, \qquad (34)$$

где $\operatorname{grad} p = \frac{\Delta p}{l}$

l — длина канала.

В результате обработки опытных данных для спирального канала с гладким дном получено:

$$C_{тр} = 0{,}377 \cdot Re_{п}^{-0{,}268}. \qquad (35)$$

Для спиральных кассет с бугорчатым дном:

$$C_{тр} = 2{,}97 \cdot 10^{4} \cdot Re_{п}^{-0{,}75} \cdot \left(\frac{d_э}{R}\right)^{2{,}94}. \qquad (36)$$

Для коаксиальной кассеты:

$$C_{тр} = 1{,}8\,(Re_{п})_{ср}^{-0{,}222}, \qquad (37)$$

где $(Re_{п})_{ср}$ — вычислен по средним значениям скорости пара в кассете.

Таблица № 2

Некоторые основные параметры работы различных ректифицирующих касссет по данным экспериментов

№ кассеты	G	G_{o_2}	n	y_1	y_2	x_1	w	$Re_п \cdot 10^{-4}$	S	$Ki'_п$	v	$K \frac{кг \cdot моль}{м^2 \cdot час \frac{моль}{моль}}$
	кг/час.	кг/час.	об/мин.	%	%	%	м/сек	—	—	—		
2	76,1	7,6	1460	2,2	89	1,0	4,83	4,92	5,27	7,78	1,1	0,225
2	61,5	9,8	1460	5,2	91,5	1,6	4,09	3,95	7,05	7,61	1,16	0,244
2	90	11,1	1300	3,2	89	2,1	5,06	5,77	6,30	12,61	1,13	0,319
3	92,3	11,1	1350	3,8	80	1,8	5,32	5,93	5,64	11,1	1,18	0,292
3	86,1	10,3	1350	2,9	89	1,5	4,61	5,10	5,77	9,03	1,12	0,257
3	66,8	9,6	1350	6,4	89,5	2,6	4,23	4,30	6,30	7,75	1,14	0,238
7	100	14	1450	12	89	4,6	1,94	1,76	6,84	9,62	1,14	0,248
7	46	4,4	1450	4,0	86	1,3	1,33	0,81	5,00	2,2	1,09	0,085
5	99,3	11,2	1400	15,0	87	5,6	3,68	6,20	6,07	17,5	1,11	0,313
5	71,3	11,3	1400	19	89	6,4	3,17	4,50	6,92	11,9	1,15	0,255
6	75,0	9,4	1200	0,5	90	0,1	5,70	4,87	6,04	4,88	1,15	0,167
6	86,8	13,2	1200	0,8	90	0,1	5,92	5,63	5,15	5,34	1,15	0,193
6	79,8	11	1200	0,85	91	0,1	5,78	5,23	6,09	4,99	1,14	0,177

Гидравлическое сопротивление испытанных ректифицирующих кассет, также как и процесс разделения, слабо зависит от числа оборотов. Имеет место гидродинамическая аналогия между процессами переноса количества движения и массообменом в турбулентном потоке пара.

Пути увеличения производительности горизонтального центробежного ректификатора

Для осуществления процесса разделения больших количеств воздуха нельзя итти по пути увеличения высоты ректификационного канала a, т. к. при этом резко ухудшается процесс разделения. Предлагается использовать многозаходную спиральную кассету, с числом заходов от 15 до 30. Подобная конструкция позволяет значительно увеличить производительность и выдержать высоту канала a в пределах 4,0—5,5 мм. Расчет такого ректификатора можно проводить по методике, предложенной в настоящей работе. При осуществлении такого ректификатора возникнут трудности в равномерном распределении жидкости между вращающимися каналами по всей ширине спирали. Опыты, проведенные в лаборатории Глубокого холода МВТУ им. Баумана инж. М. Г. Гродником, подтверждают возможность организовать равномерную подачу жидкости на спираль.

В настоящее время спроектирован ректификатор производительностью до 1000 кг кислорода в час чистотой 99,5%. При числе оборотов 300 об/мин корпус ректификатора имеет диаметр 1100 мм и длину 1100 мм. Кассета ректификатора — пятнадцатизаходная, высота канала $a = 4{,}5$ мм.

Возможно увеличение производительности ректификатора до величины порядка 5000 кг кислорода в час.

ОБЩИЕ ВЫВОДЫ

1. Построен и исследован горизонтальный цетробежный ректификатор для разделения воздуха методом глубокого охлаждения производительностью до 14 кг кислорода в час.

2. Установлено, что ректификатор обладает высокой четкостью разделения при работе в режиме колонны однократной ректификации. Наибольшая чистота кислорода составляла 99,3—99,5% при содержании кислорода в уходящем азоте 9—10%. Коэффициент извлечения кислорода из воздуха составляет 0,12—0,13 (степень извлечения — 57—62%).

3. В сравнении с обычными колоннами ректификатор обладает существенно меньшими габаритными размерами. Гид-

равлическое сопротивление ректифицирующих кассет меньше, чем тарельчатых колонн.

4. Влияние наклона, качания и вибраций положительно сказывается на процессе массообмена, и чистота кислорода повышается (во время опытов максимальный угол наклона оси вращения ректификатора был равен 70°, при этом чистота получаемого кислорода составляла 99,5%).

5. Количество удерживаемой жидкости мало (толщина пленки составляет 0,15—0,3 мм), что способствует быстрому запуску установки и достижению стационарного распределения концентраций.

6. В результате обработки экспериментальных данных определено влияние различных факторов и получены критериальные зависимости, описывающие процесс массопередачи в исследованном аппарате. Получены соотношения для определения гидравлических потерь.

7. В результате теоретического анализа и опытов по уносу жидкости получены зависимости для определения максимальной пропускной способности, предела захлебывания по числу оборотов и оптимальных размеров ректифицирующих кассет.

8. Определены гидродинамические условия течения вязкой несжимаемой жидкости во вращающемся спиральном канале в противотоке с паром. Задача решена для трех случаев течения: ламинарного, волнового и турбулентного. Расхождение теоретических результатов и опытных данных не превышало 2—7%.

9. Установлено, что жидкая пленка находится в состоянии развитой турбулентности. Свободная поверхность, а следовательно, и вся область диффузионного слоя, непрерывно обновляется за счет масс, всплывающих из глубины пленки. При этом происходит постоянное перераспределение концентраций, захватывающее всю толщину пленки. В этих условиях сопротивление жидкой пленки процессу массопередачи можно считать постоянным. Для улучшения процесса необходима сильная турбулизация жидкости и пара.

10. Разработана методика расчета центробежных ректификаторов и намечены пути создания ректификатора производительностью порядка 1000 $\frac{\text{кг } O_2}{\text{час}}$ и более.

Высш. Техническ.
[illegible]
им. Н.Э. Баумана

Л 97107 4/IX-1958 г. Тип. МВТУ Зак. 1618—150