

5. Козлов В.Ф. Справочник по радиационной безопасности. Изд. 4-е. М.: Энергоатомиздат, 1991.
6. Гришмановский В.И., Козлов В.Ф., Лузанова Л.М. и др. Оценка радиационных последствий возможных гипотетических аварий на АЭС с ВВЭР. — Атомная энергия, 1989, т. 67, вып. 4, с. 262—266.
7. Сборник правил и норм по радиационной безопасности в атомной энергетике, т. 3. М., МЗ СССР, 1989.
8. Учет дисперсионных параметров атмосферы при выборе площадок для атомных электростанций. Руководство МАГАТЭ по безопасности № 50-SG-S3, Вена, 1982.

Поступила в Редакцию 12.05.95

УДК 23.001;660.15

ПРОИЗВОДСТВО ТЯЖЕЛОЙ ВОДЫ МЕТОДОМ РЕКТИФИКАЦИИ АММИАКА С ТЕПЛОВЫМ НАСОСОМ. ОПЫТ ПУСКА ПРОМЫШЛЕННОЙ УСТАНОВКИ

Розен А.М. (ГНЦ РФ ВНИИИМ им. А.А. Бочвара)

По энергетическим показателям рассматриваемый способ производства тяжелой воды близок к таким высокоэффективным общепризнанным методам, как ректификация жидкого водорода и двухтемпературный изотопный обмен вода—сероводород [1]. Одна из задач статьи — подтвердить этот вывод анализом результатов пуска в СССР в 1955 г. уникальной установки для производства тяжелой воды указанным методом каскада ректификационных колонн высотой 100, диаметром до 4,7 м.

В первую очередь отметим, что при пуске был впервые выявлен негативный масштабный эффект — снижение эффективности массообменных устройств одной и той же конструкции при увеличении их диаметра, установлена его гидродинамическая природа — возникновение различных гидродинамических неравномерностей. Позднее были заложены основы современной теории масштабного перехода [1—9]. Для ослабления масштабного эффекта предложен и успешно использован метод гидродинамического моделирования; впервые в СССР был создан крупномасштабный гидродинамический стенд с колонной диаметром 4,7 высотой 10 м, потоками воды 400 и воздуха 100 тыс. м³/ч, на котором отработана улучшенная конструкция тарелок. С помощью метода гидродинамического моделирования отработана и конструкция насадочных колонн, установлена их значительная чувствительность к неравномерности распределения орошения по поперечному сечению.

Обнаружено интересное явление — аномальное пенное «захлебывание» колонн. По-видимому, впервые в СССР приобретен опыт ректификации с тепловым насосом в крупнопромышленном масштабе, достигнута высокая эффективность. Отработана наладка регулирования систем с большим запаздыванием отклика на регулирующее воздействие.

Наконец, еще один аспект статьи связан с тем, что установка была разработана совместно со специалистами ГДР, а опубликованная в Германии информация [10] нуждается в существенном уточнении. Так, утверждается, что «установка для производства тяжелой воды в Норильске оказалась дорогостоящей руиной инвестиций. Она никогда не могла быть пущена». В действительности через год после отъезда специалиста ГДР из Норильска установка была успешно пущена и в течение 7 лет давала продукцию. Есть и другие ошибки, нуждающиеся в исправлении.

Краткая историческая справка. Метод производства тяжелой воды путем ректификации жидкого аммиака с применением теплового насоса был предложен автором настоящей статьи в СССР и независимо В. Байерлем в Германии. Проектные разработки установки производительностью 8 т/год были начаты в 1945 г. в Научно-исследовательском и проектном институте азотной промышленности (ГИАП) Наркомхимпрома (руководители А.М. Розен и В.Ф. Калинин, курировали разработки

М.Г. Первухин и А.Г. Касаткин). В начале 1946 г. для решения аналогичной задачи А.П. Завенягин пригласил в СССР М. Фольмера, известного ученого-теоретика в области физической химии. Для решения практических задач создания промышленной установки М. Фольмер пригласил упомянутого В. Байерля, специалиста по ректификации нефти, и физика Г. Рихтера. В. Байерль подключился к работам в ГИАП, но разработка проектного задания велась крайне медленно. В связи с этим по инициативе А.П. Завенягина в марте 1946 г. было принято решение о переносе работ во ВНИИНМ*. Для проектирования во ВНИИНМ было создано специальное конструкторское бюро под руководством С.М. Карпачевой, гл. инженера В. Байерля, гл. технолога А.М. Розена, разработка автоматики была возложена на Г. Рихтера. Предпроектное определение коэффициента разделения по дейтерию при ректификации аммиака было выполнено М. Фольмером, уточненные, к сожалению, более низкие значения были получены позже А.М. Розеном и др.

Изготовление аппаратуры заняло много времени, пусковые работы были начаты в 1952 г. Большую роль в пусковых работах сыграли молодые ведущие технологи — начальники смен завода, управлявшие процессом с центрального пульта, — Ц. Бобовникова, Е. Майорова, М. Левкович, Н. Рязанова, начальники смен КИП Л. Галкин, П. Выродов и др. Научное руководство пусковыми работами осуществляли совместно автор настоящей статьи и до 1954 г., когда немецкие специалисты покинули Норильск и отошли от дел**, В. Байерль.

Конструкция главной дистилляционной колонны диаметром 4,7 м (в работе [10] ошибочно указано 6 м) и высотой 100 м была разработана трестом Проектстальконструкция (гл. инженер проекта И. Брауде). Ввиду негабаритности обечайки диаметром 4,7 м сваривали на месте из двух свальцованных листов с приваренными заранее специальными профилями для крепления тарелок. Колонна из обечайки была смонтирована с помощью «ползучего» крана, что обеспечило горизонтальность тарелок. Турбокомпрессоры были разработаны и изготовлены Невским заводом им. Ленина (гл. конструктор В.Ф. Рис). В доводке и преодолении трудностей их пуска большую роль сыграл инженер Невского завода им. Ленина Н.Ф. Сидько, в доводку автоматики полезный вклад внес А.Н. Бурнашев (трест «Теплоконтроль»).

Описание установки. Основной ее частью был каскад из пяти колонн высотой около 100 м каждая, диаметром 4,7, 1,7, 0,8, 0,3 и 0,3 м, установленных на постаменте. Первая (главная) колонна имела секцию извлечения, остальные были только концентрирующими. В голову каждой колонны подавался жидкий аммиак, в кубе колонн он испарялся; потоки аммиака в первой—пятой колоннах составляли 240, 31, 5, 0,75 и 0,5 т/ч (утверждение в работе [10], что в колонны подавался жидкий водород, ошибочно). В качестве насадки для первых трех колонн были приняты провальные ситчатые тарелки с направленным движением жидкости, нередко называемыми в литературе тарелками Киттеля. Газ, проходя через наклонные прорезы, заставлял жидкость двигаться в направлении горизонтальной составляющей своей скорости (рис. 1). Прорезы

*Это решение не было согласовано с Наркомхимпромом и вызвало конфликт, последний отказал в размещении установки на своих заводах (ранее предполагалось построить ее на АТЗ в Новомосковске). Поэтому возможность использовать аммиак в качестве сырья отпала. Было решено применить аммиак только как дистилляционный агент, пополняя в нем содержание дейтерия путем изотопного обмена с водой, а установку построить в Норильске, где в любое время года имеется вода, нужная для охлаждения конденсаторов, выравнивающих тепловой баланс установки.

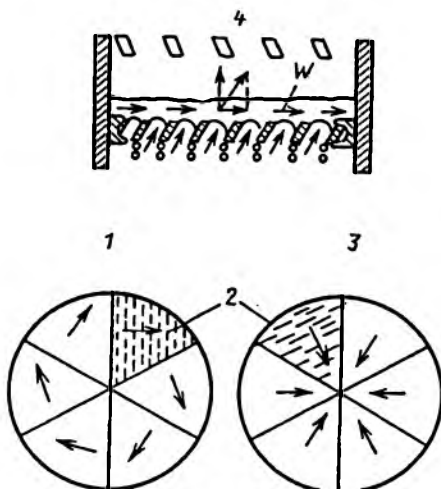
Значительные технические и организационные трудности, возникшие при сооружении и пуске установки в Норильске, удалось преодолеть лишь благодаря постоянной поддержке А.П. Завенягина.

**По возвращении в ГДР М. Фольмер вскоре был избран президентом Академии наук ГДР (умер в 1965 г.), В. Байерль был назначен директором проектно-конструкторского бюро химической промышленности, издал Справочник технолога, в котором сведения о процессах и аппаратах сочетаются с материалами по регулированию (умер в 1982 г.). Г. Рихтер был назначен директором Института ядерной физики, долгое время работал редактором журнала *Phys. Zeitschrift*. Сейчас на пенсии.

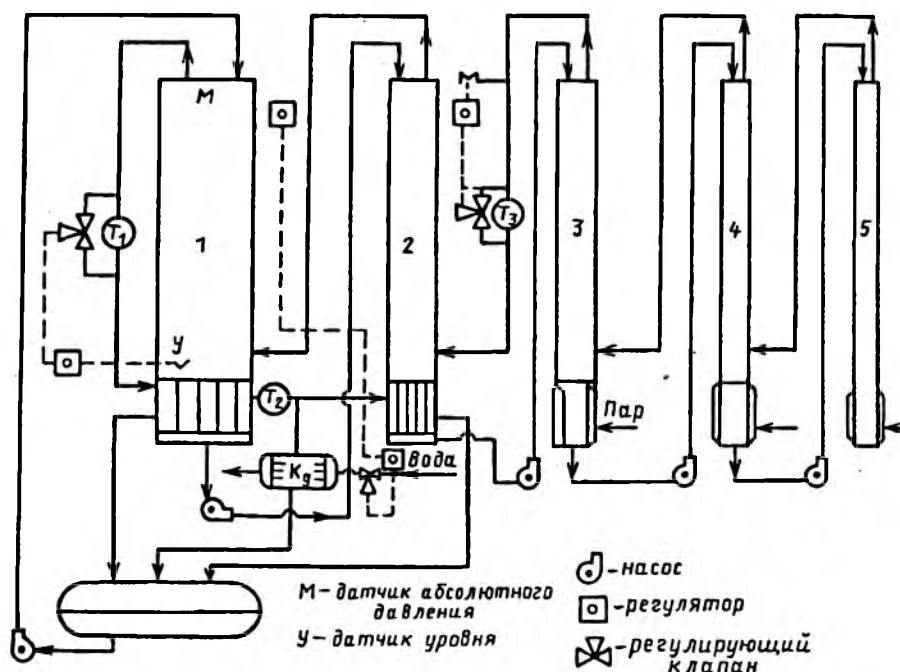
располагались таким образом, что на одной (вращательной) тарелке жидкость совершала круговое движение и отбрасывалась на периферию, на следующей (радиальной) двигалась к центру. Предполагалось, что радиальный перенос жидкости при этом уравнивается. Тарелки свободным сечением ~40% устанавливали на расстоянии 100 мм одна от другой, они были снабжены отбойниками такого же типа, что и тарелки, но сечением прорезей 60%, устанавливавшимися на 80 мм выше тарелки. Такая конструкция была выбрана ввиду высокой производительности (приблизительно соответствующей кольцам Рашига 50×50 мм) и эффективности: по данным фирмы «Бамаг», проверенным нами на колонне диаметром 800 мм, к.п.д. составляет около 30%, что соответствует ВЭТС 0,33 м вместо ~1 м для колец Рашига 50×50 мм. В каждой из трех колонн было размещено пять пакетов по 160 тарелок. В четвертой колонне была применена насадка типа Кэннона (перфорированные полукольца из нержавеющей стали диаметром 12 мм), в пятой — фарфоровые кольца Рашига 15×15 диаметром 2 мм. Первоначально предполагалось, что из-за высокой чистоты аммиака обмена между различными формами дейтероаммиака не будет и процесс ректификации закончится получением NH_2D ; для конечного концентрирования была построена установка ректификации воды. Однако оказалось, что имеющихся в NH_3 примесей достаточно для диспропорционирования дейтероаммиака, ректификация позволила получить конечный продукт с концентрацией ND_3 около 99,9%. Пятая колонна, обеспечившая такое концентрирование, а также установка сжигания для получения конечного продукта в виде воды были разработаны уже в ходе пусковых работ. Сжигание во избежание образования оксидов азота проводилось в две стадии: первая — с недостатком воздуха, часть ND_3 при этом не сгорала, а разлагалась на азот и дейтерий,

который дожигался на второй стадии. Оба процесса проводились на никелевом катализаторе. Схема установки показана на рис. 2. Первая колонна работала при давлении в голове 0,6 МПа, роль теплового насоса играл турбокомпрессор T_1 мощностью около 5000 кВт с приводом от паровой турбины с частотой вращения 3 тыс. мин⁻¹, сжимавший 240 т/ч газообразного аммиака из головы первой колонны с 0,6 до 0,9 МПа и подававший его в качестве греющего пара в испарители первой колонны (12 испарителей диаметром 3,2, высотой 6 м, смонтированных вокруг постаментов). Вторая колонна также работала с тепловым насосом — турбокомпрессором T_2 (40 т/ч, 17 тыс. мин⁻¹), подававшим газ также на конденсаторы K_d , выравнивавшие тепловой баланс системы. Ввиду того, что третья колонна в целях термоизоляции была помещена в первую, был предусмотрен третий компрессор T_3 (5 т/ч, 22 тыс. мин⁻¹), сжимавший газ от 0,6 до 0,9 МПа, обеспечивавший идентичность режима первой и третьей колонн и позволявший возвращать газ во вторую колонну.

Сырьем для установки служила вода. Во входном узле — установке изотопного обмена вода—аммиак содержание дейтерия в отработавшем аммиаке, отбиравшемся из головы первой колонны, восстанавливалось до естественного. Колонна высотой 30 м имела три секции: среднюю — основную, предназначенную для изотопного обмена (диаметром 1 м), нижнюю — для отгонки аммиака из сбрасываемой воды и верхнюю —



Р и с. 1. Провальные тарелки с направленным движением жидкости: 1, 3 — вращательная и радиальная тарелка соответственно; 2 — прорези; 4 — отбойник; → — направление движения жидкости; w — скорость направленного движения жидкости под воздействием газового потока



Р и с. 2. Схема установки

для осушки аммиака (обе диаметром 0,8, высотой 10 м). Как и основные, колонны обменной установки были снабжены тарелками с направленным движением жидкости.

Процесс был автоматизирован и управлялся с центрального пульта. В целях обеспечения высокой точности регулирования наряду с промышленными были применены и оригинальные датчики, разработанные под руководством Г. Рихтера. Один из них — дифманометр ДПК со смещающимся нулем за счет перепуска ртути позволял поддерживать расход жидкости или газа с точностью 0,2% при изменении заданного расхода на 50%. Второй датчик — манометр абсолютного давления представлял собой ртутный манометр с высотой столба, соответствовавшей 0,6 МПа, выполненный как индуктивный датчик. Он был применен для поддержания давления в системе и установлен в голове первой и третьей колонн. Давление 0,6 МПа в системе объемом около 2000 м³ поддерживалось с точностью ± 2 мм рт. ст. (0,05%).

Пуск завода был начат с установки изотопного обмена. Выявились две трудности: пенообразование и пенное захлебывание в обменных колоннах, снижавшее их производительность вдвое, и значительная углекислотная коррозия тарелок в средней (обменной) части колонны (тарелки утончились и обвалились). Как оказалось, оба явления взаимосвязаны. Пенообразование вызывалось примесями в жидком аммиаке, прежде всего карбонатом аммония. Последний накапливался потому, что колонна работала как ловушка для углекислого газа, поступавшего в систему с сырьем — водой. В нижней части колонны углекислота отпаривалась вместе с аммиаком, в верхней части (осушительной) вместе с флегмой возвращалась в колонну, накапливаясь в ее средней части. Трудности были преодолены путем использования в качестве сырья конденсата с низким содержанием углекислоты и подачи для ее окончательного связывания небольшого количества щелочи. Колонна была заменена стандартным депропанизатором с колпачковыми тарелками, малочувствительными к пенообразованию.

Контроль осушки аммиака. Первоначально содержание воды в осушенном аммиаке определялось титрованием жидкого аммиака металлическим натрием: в отсутствие примесей аммиак окрашивался в темно-синий цвет, при наличии примесей обесцвечивался. Соответственно добавлялись стандартные куски натрия определенной массы до получения устойчивой синей окраски (метод был предложен М. Фольмером).

Однако непонятный разброс данных побудил автора настоящей статьи провести метеорологическое исследование. Был получен неожиданный результат: оказалось, что при низкой концентрации вода, растворенная в жидком аммиаке, с натрием не реагирует. В действительности натриевым методом определялись соли аммония (преимущественно углекислый аммоний), а не вода.

Контроль осушки аммиака был, однако, необходим. Безуспешно опробовав несколько физических методов, применили «аналитические» насадочные колонны диаметром 100 мм, высотой 2 м, заполненные кольцами Рашига 10×10 мм. На колонну непрерывно подавали 30—50 кг/ч осушенного аммиака, куб обогревали паром. Аммиак испарялся, вода оставалась и накапливалась в кубе. Ее количество (около 1 мл) определялось один раз в сутки. Оказалось, что степень осушки почти в 100 раз выше проектной: содержание воды в аммиаке колебалось в пределах 0,25—1,5 мг/л, т.е. составляло $0,3\text{--}2\cdot 10^{-4}\%$ по массе вместо 0,005% по проекту.

К.п.д. тарелок. Для ситчатых тарелок к.п.д., рассчитанный по числу единиц переноса, равнялся в отгонной части 14, осушительной — 20%. Для колпачковых тарелок при межтарельчатом расстоянии 0,5 м он составил 60 и 80% соответственно.

Ректификация аммиака. Коэффициент разделения. М. Фольмер измерил давление паров полностью замещенного дейтероаммиака P_{ND_3} (точнее, $\Delta P = P_{NH_3} - P_{ND_3}$) и нашел коэффициент разделения NH_3/NH_2D , используя соотношение Топли—Эйринга $\alpha_0 = P_{NH_3}/P_{NH_2D} = \sqrt[3]{P_{NH_3}/P_{ND_3}} \approx 1 + \Delta P/3P_{ND_3}$ и поправку на неидеальность газовой фазы по уравнению Ван-дер-Ваальса.

Коэффициент разделения α и обогащения $\epsilon = \alpha - 1$ по дейтерию в системе $NH_3 - NH_2D$ таков:

P , МПа	0,45	0,6	0,8	1,1	1,5
t , °C	0	9	17	27,3	8
Второй вириальный коэффициент, см ³ /моль	360	320	290	258	232
$\epsilon_0 = \Delta P/3P$ по М. Фольмеру, 10^2	2,70	2,36	213	1,85	1,55
ϵ -расчет по ϵ_0 и [1]	2,45	2,11	1,86	1,58	1,30
Прямой эксперимент (Н.П. Еловских и А.М. Розен)	2,45	2,16	1,89	1,63	1,35

Там же приведены экспериментальные значения $\alpha - 1$, найденные методом реэлевской дистилляции. К сожалению, они заметно ниже рассчитанных М. Фольмером и заложенных в проект. Расхождение связано с ошибочным расчетом по уравнению Ван-дер-Ваальса. Если экспериментальные данные М. Фольмера α_0 обработать термодинамически корректно [1, 11] с использованием экспериментальных значений второго вириального коэффициента, то достигается хорошее согласие с экспериментом. Были измерены α при более высоком давлении (А.М. Звонкова и автор настоящей статьи). Найдено, что при ~6 МПа происходит инверсия — дейтероаммиак становится более летучим, при 10 МПа $\epsilon = -0,004$ (приблизительно $\epsilon = 0,0385 - 0,0092 \ln 10 P$).

Ректификация аммиака. Эффективность тарелок. Масштабный эффект. Данные о технологической эффективности колонн каскада приведены на рис. 3. Установленные в первой—третьей колоннах провальные тарелки с направленным движением жидкости были испытаны нами на модельной системе в колонне диаметром 0,8 м. Был получен ожидаемый к.п.д. около 30%. Как видно из рис. 3, в третьей колонне диаметром 0,8 м получен такой же к.п.д. и на аммиаке. Однако при увеличении диаметра к.п.д. тарелок данной конструкции сильно снижается, несмотря на идентич-

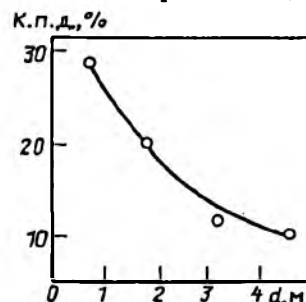


Рис. 3. Зависимость к.п.д. провальных ситчатых тарелок с направленным движением жидкости (тарелок Киттеля) от их диаметра

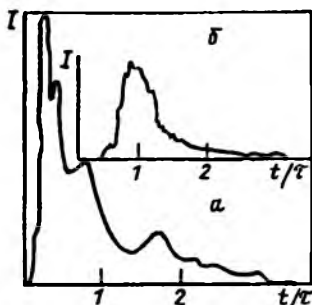


Рис. 4. Импульсные кривые колонны диаметром 4,7 (а) и 0,8 м (б) (τ — среднее время пребывания жидкости в колонне)

ность конструкции и среды. Это явление, названное нами масштабным эффектом, оказалось универсальным, хотя и разным для массообменных устройств различной конструкции [2—9, 11].

Для данной установки масштабный эффект привел к досадным последствиям [11]. К.п.д. тарелок главной дистиляционной колонны диаметром 4,7 м составил всего 12%, вследствие чего колонна давала лишь 4-кратное обогащение вместо 8-кратного по проекту. Поток на вторую колонну был сокращен в проектное 8 число раз, в результате она стала узким местом в каскаде, ее предельная производительность j_0 составляла всего 0,58 кг/ч вместо необходимых 1,16 кг/ч (напомним, что реальная производительность j равна 0,8—0,85 j_0), что не позволяло достичь

более 45%-ной проектной производительности. Задачей дальнейших разработок было выяснение причины масштабного эффекта и нахождение способа его ослабления, повышения к.п.д. тарелок диаметром 4,7 м.

Достаточно быстро была установлена природа эффекта — возникновение гидродинамических неравномерностей различного типа. Действительно, на массообмен в пузырях или каплях диаметр аппарата не влияет. Кривая же отклика (ранний приход сигнала, рис. 4) показала, что часть жидкости ускоренно движется по колонне, фактически байпасируя массообмен. С помощью специальных пробоотборников было установлено, что плотность орошения крайне неравномерна, сильно повышена в центре тарелки [11]. Таким образом, гидродинамическая природа наблюдавшегося масштабного эффекта была доказана, поэтому для его устранения или хотя бы ослабления было решено применить метод гидродинамического моделирования. Для этого впервые в СССР создали крупномасштабный гидродинамический стенд диаметром 4,7, высотой 10 м, имитировавший 1/10 часть главной колонны (рис. 5). Измерения проводили на системе воздух—вода—аммиак с соблюдением объемных расходов: 400 м³/ч воды и около 100 тыс. м³/ч воздуха, подававшегося шахтной газодувкой высокого давления.

Задача оказалась специфичной. Для обычных контактных устройств теория [2—9] приводит к выводу, что масштабный эффект может быть приближенно описан как возрастание продольного перемешивания на $D_n = f\Delta\omega^2 l^2 / D_\perp$, где $\Delta\omega$ — отклонение скорости от средней; l — геометрический масштаб неоднородностей (в отсутствие специальных мер — диаметр аппарата); $D_\perp$ — коэффициент поперечного перемешивания.

Отсюда следует, что масштабный эффект может быть устранен или ослаблен с помощью продольного и поперечного секционирования, уменьшающих как $\Delta\omega$, так и l . В данном же случае необходимо было найти путь к ликвидации дебаланса радиального переноса жидкости.

Была развита теория, измерен коэффициент трения при движении жидкости на тарелке ($\lambda \approx 0,07$) и сделан вывод, что дебаланс вызван усилением переноса жидкости S к центру на радиальных тарелках при увеличении их диаметра ($S_R \sim R$), тогда как перенос на периферию на круговых тарелках от диаметра зависит слабо. При диаметре 4,7 м для уравнивания радиального переноса на одну радиальную тарелку должны приходиться три

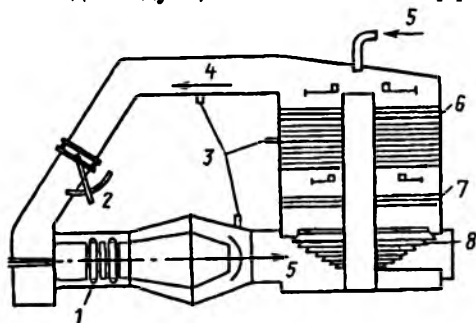
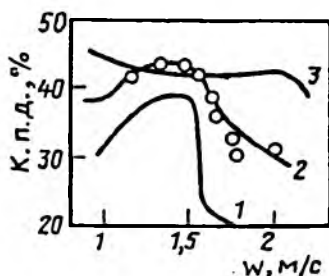


Рис. 5. Гидродинамический стенд для отработки конструкции тарелок на колонне диаметром 4,7 м: 1 — шахтная газодувка; 2 — шибер; 3 — пробоотборник; 4 — воздух; 5 — вода; 6 — две рабочие тарелки; 7 — три выравнивающие тарелки; 8 — выравнивающие щитки

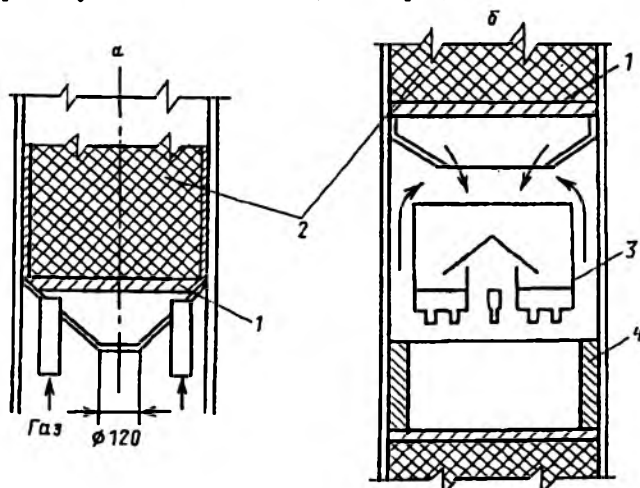
круговые. При этом, как показали испытания на стенде, возрастает и перепад давления на одну тарелку (т.е. удерживающая способность, характеризующая среднюю высоту барботажного слоя на тарелке), и к.п.д., хотя показатели колонны диаметром 0,8 м достигнуты не были. В 1958 г. насадки первой колонны были заменены пакетами из трех круговых и одной радиальной тарелки. Как показал последующий пуск, к.п.д. тарелок повысился с 12 до 19%, производительность — с 45 до 75% проектной. Однако довести к.п.д. до 30% не удалось, вследствие гидродинамических неравномерностей при расстоянии между тарелками 100 мм в области рабочих скоростей между ними происходит пересброс пены и к.п.д. резко снижается (рис. 6). При увеличении расстояния между тарелками до 200 мм этот нежелательный эффект исчезает, но выигрыш примерно 25—30% в к.п.д. не оправдывает уменьшения числа тарелок вдвое.



Р и с. 6. Зависимость к.п.д. тарелки диаметром 4,7 м от скорости воздуха: 1 — чередование одной радиальной и одной круговой тарелки; 2, 3 — чередование одной радиальной и трех круговых тарелок (расстояние между тарелками 1, 2 100 мм, 3 — 200 мм)

Эти работы привели к созданию теории масштабного перехода и метода гидродинамического моделирования как способа поиска условий ослабления масштабного эффекта [2—9]. Было найдено, что масштабный эффект зависит от конструкции массообменных устройств, но наблюдается даже и для наиболее «масштабоустойчивых» колпачковых тарелок [9]. В отсутствие специальных мер для обеспечения гидродинамической равномерности чувствительными к масштабу оказались простейшие массообменные аппараты — насадочные колонны.

Насадочные колонны для конечного концентрирования дейтероаммиака. Масштабный эффект. Насадка для четвертой колонны (перфорированные полукольца из нержавеющей стали) была испытана на лабораторной колонне диаметром 100 мм. ВЭТС при ректификации растворов тяжелой воды составляла 200 мм. Конструкция колонны диаметром 300 мм отражала представления того времени, что насадка обладает сильным перераспределяющим действием, жидкость по ней сильно растекается и собирается на стенках. Соответственно перераспределители потоков (рис. 7, а) должны были собирать жидкость со стенок и подавать ее в центр по окружности диаметром 120 мм. Однако технологические испытания показали, что при данной конструкции колонны ВЭТС составляет 1200 мм, т.е. наблюдается 6-кратный масштабный эффект. Гидродинамическое моделирование на плексигласовой (из полиметилметакрилата) колонне вскрыло причину этого. Оказалось, что представление о сильном растекании



Р и с. 7. Первоначальная (а) и отработанная конструкция (б) распределителя: 1, 4 — сетка (решетка); 2 — насадка; 3 — патрубки

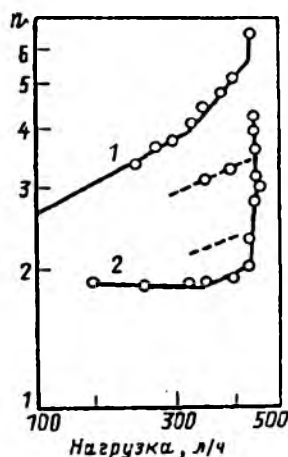


Рис. 8. Зависимость числа теоретических ступеней (n) на 1 м высоты слоя насадки от нагрузки по воде для насадочной колонны диаметром 300 мм

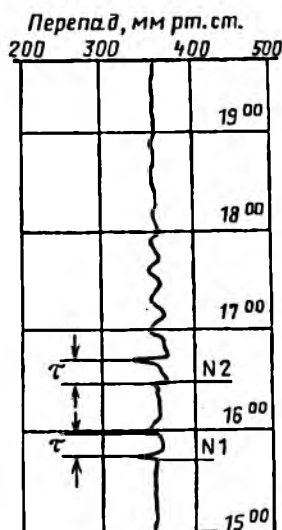


Рис. 9. Определение количества жидкости, удерживаемой в колонне Ω , по времени прохождения гидродинамического возмущения τ ($\Omega = l\tau$, где l — поток)

жидкости от насадки к стенке ошибочно: при подаче на центр колонны высотой около 1 м жидкость вытекает из центра же. Стала ясной необходимость конструирования многоточечного распределителя. При наблюдавшейся степени растекания, которая в общем случае зависит от смачиваемости насадки, и диаметре колонны 300 мм требовалось 15—20 точек орошения, было принято 17 (рис. 7,б). При такой конструкции важен диаметр распределяющих патрубков: чтобы они не забивались грязью, их диаметр желательно увеличивать, для обеспечения подпора и равномерного орошения — наоборот, уменьшать. В качестве компромисса был выбран диаметр патрубков для четвертой колонны 8, пятой — 6 мм. При оптимальной высоте секции около 3 м ВЭТС составила 250 мм (масштабный эффект 1,25, что приемлемо). При ректификации воды, содержащей ~1% D_2O , измерены нагрузочные характеристики. Было найдено, что характер зависимости числа теоретических ступеней на метр высоты слоя насадки от нагрузки определяется ее смачиваемостью. При хорошей смачиваемости (фарфор) в случае повышения нагрузки пленка растекается, поверхность контакта увеличивается и наблюдается плавный рост эффективности (кривые типа полученных в свое время Киршбаумом, рис. 8, кривая 1). При плохой смачиваемости (полукольца из нержавеющей стали) пленка не растекается, а утолщается, поверхность контакта фаз и эффективность возрастают лишь в области подвисяния и захлебывания (кривые типа полученных В.В. Кафаровым, кривая 2). При протравливании нержавеющей стали хромпиком смачиваемость улучшается, кривые сближаются (— — —). Данные удастся количественно описать, оценивая фактор массопередачи по данным о теплопередаче и допуская, что степень смоченности $\psi = a/a_{\text{геометр}} = f(\text{Re})$ [1].

Общее значение описанных работ состоит в том, что была установлена неэффективность работы насадочных колонн без надежных распределителей орошения. Общее значение имел и использованный при пусковых работах способ определения удерживающей способности колонн по времени прохождения сигнала [12] (рис. 9).

Работа теплового насоса. В проекте разность температуры в испарителях колонны была принята равной 6 °С. Опасаясь перегрева жидкости, предусмотрели подачу газа для инициации кипения. Но опасения оказались напрасными: перегрева жидкости не наблюдалось, для испарения 240 т/ч аммиака достаточной оказалась разность температуры 2,8 °С. Коэффициент теплопередачи составил 2000 ккал/(м²·ч·°С) вместо 800 по проекту, необходимый перепад давления между конденсирующимся и испаряющимся аммиаком — 60 кПа. Это позволило снизить степень сжатия в турбокомпрессоре T_1 с 1,5 до 1,3, расход энергии до 4000 кВт·ч/кг D_2O . Расход пара на привод турбины составлял около 20 т/ч вместо 130 при прямом испарении, т.е. благодаря тепловому насосу достигался 6-кратный выигрыш. Схема с тепловым насосом показала себя эффективной и надежной.

Расходные показатели аммиачного метода. Стоимостные показатели тяжелой воды, получаемой ректификацией аммиака, были искажены в Норильске из-за повы-

шенной втрое по сравнению со стоимостью электроэнергии цены на пар. Но работа с турбинным приводом газодувки для данного метода не характерна, как и работа с недостаточной пропускной способностью второй колонны. Энергетические же показатели на 1 кг тяжелой воды таковы: расход электроэнергии 5400 кВт·ч/кг (в том числе 4000 кВт·ч/кг на работу компрессора T_1), воды 550 м³, пара высокого давления (3 МПа) — 10 т (на обменную установку), «мятого» пара — 3 т. Нетрудно видеть, что эти показатели сравнимы с достигаемыми при таких эффективных процессах производства D₂O, как низкотемпературная дистилляция водорода и двухтемпературный обмен вода—сероводород. Показатели могут быть существенно улучшены при строительстве установки на азотно-туковом заводе с применением в качестве сырья производимого там аммиака (отпадает необходимость в установке изотопного обмена и соответственно в использовании пара высокого давления), а не воды. Дальнейшее приблизительно 5-кратное улучшение показателей может быть достигнуто путем использования обмена H_2-NH_3 для предварительного концентрирования дейтерия в аммиаке. Еще в работе [1] было отмечено, что при расходе энергии 1000—5000 кВт·ч/кг, характерном для упомянутых лучших способов получения D₂O, стоимость определяется, в основном, капитальными, а не энергетическими затратами. Для выбора метода необходим детальный экономический расчет.

СПИСОК ЛИТЕРАТУРЫ

1. Розен А.М. Теория разделения изотопов в колоннах. М.: Атомиздат, 1960.
2. Розен А.М. Проблемы теории и инженерного расчета процессов массообмена. — Хим. промышленность, 1965, № 2, с. 85.
3. Розен А.М., Крылов В.С. Проблема масштабного перехода при разработке массообменной аппаратуры. — Теор. основы хим. технол., 1967, т. 1, № 3, с. 297.
4. Розен А.М., Аксельрод Л.С., Дильман В.В. Некоторые вопросы масштабного перехода при разработке массообменных аппаратов. — Там же, № 4, с. 446.
5. Розен А.М., Лаповок Л.И., Елатомцев Б.В. К вопросу о гидравлическом моделировании противоточных аппаратов большого диаметра. — Хим. нефт. машиностроение, 1964, № 4, с. 14.
6. Rozen A.M., Krilov V.S. Theory of scaling up and hydrodynamic modeling of industrial mass transfer equipment. — Chem. Engng, 1974, v. 7, p. 85.
7. Rozen A.M. Scaling up general theory and its application to extraction. — In: Proc. Intern Solvent Extraction Conf., JSEC-88, Moscow, 1988, v. 2, p. 266.
8. Розен А.М. Масштабный переход в химической технологии. — Хим. промышленность, 1982, № 8, с. 455.
9. Розен А.М., Мартюшин Е.И., Олевский В.М. и др. Масштабный переход в химической технологии. М.: Химия, 1980, с. 320.
10. Heineman-Krüder A. Die Sovjetische Atom Bombe. Berghof-Stiftung für Konfliktforschung. Berlin, 1990, S. 443.
11. Розен А.М. Производство тяжелой воды методом ректификации аммиака с тепловым насосом с позиций теоретических основ химической технологии. — Теор. основы хим. технол., 1993, т. 27, № 3, с. 224.
12. Розен А.М. Импульсный метод определения емкости насадки и исследования поведения жидкости в аппаратуре. — ДАН СССР, 1958, т. 122, № 4.

Поступила в Редакцию 21.01.95

Р е ф е р а т ы с т а т е й

УДК 621.039.51

Коробейников В.В., Петров Э.Е. Свойства билинейных функционалов в реакторных системах и расчет приращений реактивности. — Атомная энергия, 1995, т. 79, вып. 3, с. 163—170.

Билинейные функционалы по замкнутой поверхности, использующие прямую и сопряженную функцию потока излучения, в последнее время все чаще применяются в задачах переноса нейтронного

излучения в реакторных системах и расчетах различных эффектов. В связи с этим сделана попытка изучить и обобщить свойства билинейных функционалов в таких системах и вывести соотношения для расчета изменения реактивности. На конкретных примерах расчетного анализа экспериментальных данных выявлены возможности и показан способ практической реализации полученных формул. Рис. 3, список лит. 9 назв.