

УДК 66.097.023.532.5

ГИДРОДИНАМИЧЕСКИЕ ПРОБЛЕМЫ ПРИ МОДЕРНИЗАЦИИ ПРОМЫШЛЕННЫХ РАДИАЛЬНЫХ РЕАКТОРОВ СИНТЕЗА АММИАКА

© 2011 г. **С.П. Сергеев**,
Н.В. Краснушкина,

Н.П. Майдуров, **М.А. Петровская**

ОАО «ГИАП», Москва

В производстве аммиака большинство стадий — каталитические процессы, эффективность которых определяется свойствами и основными показателями качества катализаторов, а также конструкцией каталитических реакторов. Перспективное направление — применение радиальных каталитических реакторов с низким гидравлическим сопротивлением, что позволяет использовать высокоэффективные мелкозернистые катализаторы и увеличить удельную производительность каталитического слоя на 30—200 %. Равномерное распределение реагентов по объему каталитического слоя, достигаемое в радиальных реакторах специальными методами управления гидродинамическим потоком, увеличивает выход продукта.

Наиболее дешевый способ модернизации действующих технологических линий заключается в реконструкции каталитических реакторов с аксиальным потоком реагентов в радиальные. Реконструкция позволяет отказаться от монтажа дополнительных аппаратов и соответствующих трубопроводов, арматуры, систем управления и обслуживания. Преимущества реконструкции каталитических реакторов с аксиальным потоком реагентов в радиальные применительно к аммиачным агрегатам особенно проявляются при модернизациях реакторов синтеза аммиака. Впервые радиальный реактор для

синтеза аммиака был предложен сотрудником Государственного института азотной промышленности и продуктов органического синтеза (ныне ОАО «ГИАП») инженером Гинзбургом, получившим авторское свидетельство на изобретение в 1936 г. Идеи, связанные с применением радиальных реакторов, постепенно воплощались в проекты аппаратов; в агрегате для производства аммиака АМ-80, спроектированном в ГИАП, все каталитические процессы, за исключением каталитической очистки природного газа от соединений серы и каталитического риформинга, осуществляются в радиальных реакторах.

Почти все реакторы синтеза аммиака в российских аммиачных агрегатах реконструированы в радиальные. Мы рассмотрим некоторые особенности конструкции и связанные с ними особенности эксплуатации радиального реактора синтеза аммиака наиболее распространенного типа [1] (рис. 1). Поток холодной газовой смеси перед входом в

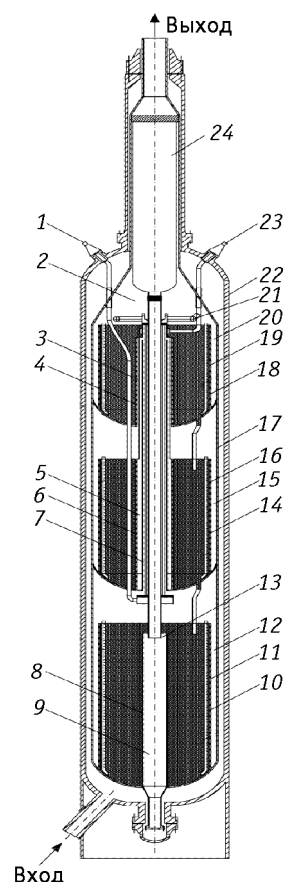


Рис. 1. Радиальный реактор (типа 1) для синтеза аммиака с вводом газа в слой катализатора через перфорированную обечайку

Сергеев С.П. — докт. тех. наук, профессор, зам. генерального директора, директор Управления развития. Тел.: (916) 160-14-97. E-mail: sergsp37@mail.ru.

Краснушкина Н.В. — канд. тех. наук, вед. науч. сотрудник отдела научно-технических разработок.

Майдуров Н.П. — вед. науч. сотрудник отдела научно-технических разработок. Тел.: (498) 482-51-12. E-mail: maid.34@mail.ru.

Петровская М.А. — инженер-технолог отдела научно-технических разработок. Тел.: (926) 385-98-76. E-mail: m_petrovskaya@list.ru.

реактор делится на основной и байпасные. Основной поток смеси через входной штуцер поступает в нижнюю часть реактора и проходит снизу вверх по зазору между корпусом высокого давления 22 и внутренним корпусом 17 и далее через межтрубное пространство верхнего теплообменника 24 поступает в камеру смешения 2. С целью регулирования температурного режима в реакторе в камеру смешения 2 вводят два дополнительных потока. Первый из них поступает в камеру смешения 2 через байпас 1, проходя по трубкам промежуточного теплообменника 7. Второй поток холодной смеси по байпасу 23–21 подается непосредственно в камеру смешения 2. Смешанный поток при температуре начала реакции поступает на катализаторный слой первой корзины 19 двумя путями: через перфорацию настила в аксиальном направлении или из раздающего коллектора 20 через газоподводящую обечайку 18 в радиальном направлении.

Прореагировавшая смесь из слоя катализатора первой корзины 19, выходит через газоотводящую перфорированную стенку 4 в собирающий коллектор 3, где смешивается с холодным газом (байпас 23) и поступает на слой катализатора второй катализаторной корзины 16 аналогичным образом: через перфорацию настила в аксиальном направлении, из раздающего коллектора 15 через газоподводящую обечайку 14 в радиальном направлении. Прореагировавшая смесь из слоя катализатора второй корзины 16, выходит через газоотводящую перфорированную стенку 6 в собирающий коллектор 5, из которого попадает в межтрубное пространство теплообменника 7, где охлаждается холодным газом трубного пространства. Охлажденный газ поступает на слой катализатора третьей катализаторной корзины 11, через перфорацию настила в аксиальном направлении, из раздающего коллектора 12 через газоподводящую обечайку 10 в радиальном направлении. Прореагировавшая смесь, через газоотводящую перфорированную стенку 8 поступает в собирающий коллектор 9 третьей катализаторной корзины. Далее газовый поток проходит в центральную трубу 13 и попадает в трубки теплообменника 24, отдает свое тепло холодному газу основного потока и выходит из реактора.

Характерные рабочие параметры¹ (реактора типа 1):

¹ Здесь и далее — по результатам обследования промышленных радиальных реакторов синтеза аммиака.

Производительность по аммиаку, т/ч (в сут.)	60,1 (1442)
Давление на входе в реактор, МПа	21,2
Температура, °С	163,4
Количество газа на входе, нм ³ /ч	839066
Плотность газа на входе, кг/м ³	56,53

Недостаток конструкции реакторов этого типа: для создания равномерного потока реагентов через слой катализатора в радиальном направлении перфорация обеих стенок катализаторных корзин выполняется с чрезвычайно малым свободным сечением (доля свободного сечения — отношение площади всех отверстий к боковой поверхности перфорированной зоны внешней обечайки — для первой полки — 0,0155, для второй — 0,013, для третьей — 0,00267).

На рис. 2 схематично показано устройство наружной перфорированной обечайки для распределения газа по слою катализатора. Стенки корзин образуют с внутренними стенками внутреннего корпуса узкие кольцевые каналы, предназначенные для подвода реагентов к катализаторным слоям, заканчивающиеся в нижней части тупиком. Устройство для ввода газа в слой катализатора состоит из перфорированной обечайки 1, имеющей выпуклые участки и впадины. Впадины образуют полости, соединенные между собой каналами. Отверстия для прохода газа расположены во впадинах. Между сеткой 2, прикрывающей перфорированную обечайку со стороны катализатора, впадинами обечайки образованы полости, в которые вытекает газ из отверстий. Газовый поток поступает в отверстия обечайки 1 из «раздающего коллектора».

По замыслу конструкторов, цилиндрические перфорированные стенки каждой полки, внутри которых расположен катализатор², служат как для удержания его слоев, так и для организации «равномерного распределения газа вдоль всей высоты каталитического слоя» и обеспечения «минимального газового удара по катализатору во избежание образования каналов и повреждения катализатора» [1]. Таким образом, конструкция наружной обечайки должна обеспечивать необходимое управляющее газодинамическое воздействие на поток реагентов, входящий в слой катализатора.

² Фракции 1,5–3 мм, гранулированный и дробленый на основе элементарного железа промотированный алюминатами калия (производители: в России — ОАО «Аромасинтез», ОАО «Алвиго», в Англии — «Джонсон Матти».

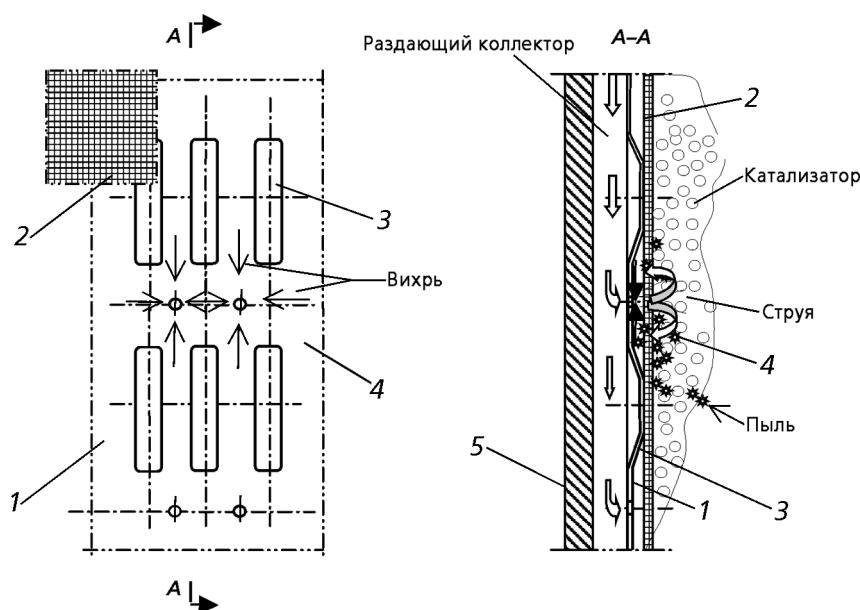


Рис. 2. Устройство наружной перфорированной обечайки радиального реактора типа 1:

1 – перфорированная обечайка, удерживающая катализатор;
2 – прикрывающая сетка; 3 – выступы на поверхности обечайки;
4 – впадины на поверхности обечайки; 5 – стенка катализаторной коробки

Управляющее воздействие определяется как способность соответствующих устройств создавать однородное течение реагентов в слое катализатора. Количественная характеристика управляющего воздействия — число Эйлера [2]:

$$Eu = \frac{2\Delta P}{\rho v^2}.$$

В этой формуле: ΔP — суммарное гидравлическое сопротивление всех видов устройств (включая слой катализатора), встречающихся по течению реагентов, Н/м²; v — скорость в отверстиях входной решетки, м/с; ρ — плотность потока, кг/м³. Согласно [2], при достаточной величине числа Эйлера растекание потока происходит перед слоем катализатора и далее профиль течения определяется только

структурой самого слоя, зависящей от способа загрузки, гранулометрического состава и формы гранул катализатора. Более того, профиль течения в слое выравнивается воздействием выходной решетки, если ее свободное сечение выбрано подходящим. Особенность радиальных реакторов: в подводящих и отводящих каналах происходит сложное в гидродинамическом отношении движение потоков с распределенным отсосом или вдувом через стенки.

С учетом [2–5] нет необходимости выполнять наружные обечайки катализаторных корзин со слишком малым свободным сечением. Однако вследствие влияния отсоса и вдува в подводящих и отводящих каналах необходимо так изменять свободное сечение перфорации стенок отводящего канала (внутренней обечайки) или его поперечное сечение, чтобы скомпенсировать изменение давления по его длине и обеспечить равномерный вдув [6].

Негативные последствия для работы колонны синтеза — следствия конструкции наружной обечайки с малым свободным сечением перфорации рассмотрены ниже.

При характерных параметрах эксплуатации промышленного реактора синтеза аммиака (см. выше) газовые струи из отверстий решетки, имеют линейные скорости (табл. 1) от минимальной 12,76 м/с (вторая полка) до максимальной 16,287 м/с (третья полка). Высота выступа перфорированной обечайки (см. рис. 2) составляет только 10 мм, поэтому струя газа достигает сетки, прикрывающей отверстия, практически с той же скоростью, с ко-

Таблица 1

Скорости газового потока в окрестности газоподводящей обечайки (реактор типа 1)

№ полки	Скорость набегающего, м/с		Скорость струи, м/с		
	на сетку	в слое	в отверстиях внешней решетки	в свободном сечении сетки	в прилегающем слое катализатора
1	0,2046	0,487	13,20	24,59	58,55
2	0,168	0,400	12,76	23,77	56,60
3	0,044	0,105	16,29	30,35	72,25

торой вытекает из отверстия. За счет подсоса газа из впадин скорость струи может даже увеличиться. Относительное свободное сечение сетки, прикрывающей отверстия перфорации, 0,536871. Таким образом, скорость газовой струи между проволоками сетки составляет от 23,77 до 30,34 м/с. Еще больше скорость струи между зернами слоя катализатора, примыкающего к сетке. Поскольку порозность слоя $\sim 0,42$ (для свежего катализатора), то скорость струи между зернами достигает 56,6—72,2 м/с. При восстановлении катализатора и пусковых режимах с давлениями меньшими, чем в нормальных эксплуатационных режимах, скорость струи может быть еще больше. Реакторы синтеза аммиака работают при повышенном давлении и, следовательно, плотность газ весьма высока.

Из-за механических воздействий, возникающих от сжатия и расширения стенок корзин при изменениях температуры, всегда разрушаются примыкающие к стенкам частицы катализатора, и образуется катализаторная пыль, которая попадает в газовый поток. Вследствие этого увеличивается эрозионное воздействие потока на сетку и катализатор. Высокоскоростные струи воздействуют на прилегающие к обечайке области прикрывающих сеток и катализатора, приводят к их эрозионному износу и к образованию отверстий в прикрывающих сетках.

Механизм эрозии заключается в следующем. Конструктивные особенности обечайки с выступами, впадинами и образованными ими каналами создают условия для образования вихревого потока, подсасываемого высокоскоростной струей, вытекающей из отверстий (см. рис. 2). После выхода из отверстия перфорации газовая струя быстро расширяется и теряет скорость. Подсасываемый струей газ, содержащий катализаторную пыль, движется в обратном направлении в окрестности отверстия, проникает через сетку и подсасывается струей в ее самом узком сечении (см. рис. 2). При этом скорость набегания возвратного потока на сетку практически равна скорости потока между зернами, рассчитанной на полную поверхность прикрывающей сетки. В табл. 1 приведены скорости набегания возвратного потока на поверхность сетки перфорированной зоны полок со стороны катализатора, видно, что скорость набегания возвратного газового потока на прикрывающую сетку газоподводящей обечайки третьей полки в 4—5 раз меньше, чем на первых двух полках. От скорости набегания зависит размер частиц, способных к миграции в слое катализатора.

На рис. 3 приведены данные о размерах частиц, способных к миграции, в зависимости от скорости потока, показывающие, что на первой полке с возвратным потоком за сетку проникают частицы размерами $\leq 0,08$ мм. Именно эти частицы подсасываются газовой струей, вытекающей из отверстия перфорации (см. рис. 2), и затем воздействуют на плетение сетки. Все частицы больших размеров либо выпадают в слое, примыкающем к сетке (и на самой сетке), в виде пыли, либо мигрируют по слою к газоотводящей сетке и уносятся газовым потоком к нижележащим полкам. Размеры частиц, проникающих за сетку с возвратным потоком на второй и третьей полках (соответственно) $\sim 0,04$ мм и $\sim 0,008$ мм. Импульс силы воздействия частиц на плетение сетки пропорционален их массе, на первой полке он в два раза больше, чем во второй и в десять раз больше, чем на третьей полке при примерно равных скоростях истечения газа из отверстий перфорации. Поэтому следует ожидать, что повреждения сетки будут увеличиваться от третьей полки к первой, что подтверждают наблюдения после выгрузки катализатора. Подсасываемый вихрь выносит в струю мелкие частицы катализатора из прилегающей области. Струя ускоряет движение частиц, которые оказывают мощное эрозионное воздействие на сетку (вплоть до появления отверстий) и на фронтально расположенный катализатор. Появление отверстий в прикрывающей сетке приводит к попаданию катализатора во внешние («раздающие») и внутренние коллекторы для распределения и сбора газового потока. Из-за заполнения катализатором раздающих и собирающих каналов, а также из-за накопления мелких частиц в слое катализатора гидравлическое сопротивление колонны со временем увеличивается.

Промышленный опыт свидетельствует, что в целом по реактору гидравлическое сопротивление увеличивается на 0,2—0,3 МПа. Отмечены случаи,

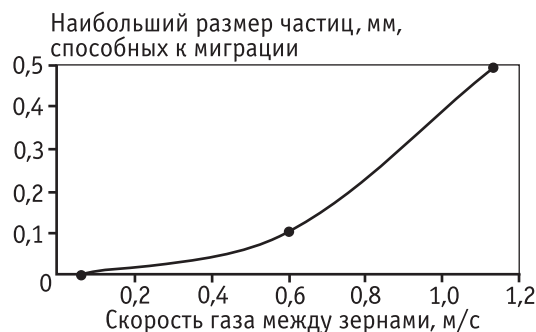


Рис. 3. Миграция частиц в слое катализатора

когда повышение гидравлического сопротивления приводило к серьезным повреждениям внутренних устройств реактора и даже к разрыву внешнего горячего трубопровода высокого давления. Часть катализаторной пыли уносится из реактора и по трубопроводам попадает в другие аппараты технологической схемы, в товарный продукт, в органы системы управления.

Пример эрозионного воздействия запыленной газовой струи на прикрывающие сетки внешней обечайки приведен на рис. 4. Хорошо видны правильной формы отверстия в сетке, образовавшиеся в результате эрозии, а также частицы катализатора, просыпавшиеся в отверстия. В некоторых отверстиях, — ансамбли уплотненной катализаторной пыли. Большая часть сетки забита катализаторной пылью.

В табл. 2 приведены гидравлические сопротивления катализаторных полок для реактора типа 1; общие значения (Σ) включают гидравлические сопротивления катализатора, внешней и внутренней решеток, а также подводящих и отводящих каналов.

Гидравлическое сопротивление полок 47,51 %, катализатора 6,25 % от измеряемого общего гидравлического сопротивления колонны синтеза — 7,19 кПа. На полках около 65,37 % потерь давления — результат особенностей конструкции внутренней газоотводящей решетки. Гидравлические сопротивления слоев катализатора свидетельствуют, что в гидро-

динамическом отношении катализатор находился в удовлетворительном состоянии, а запыленность катализатора невелика, так как мелкие пылевидные частицы катализатора, попавшие в поток газа за пределами примыкающего к сетке слоя катализатора и способные к миграции, выносятся из слоя в газоотводящие каналы, поскольку скорость потока увеличивается от периферии к центру.

В табл. 3 приведены числа Эйлера, рассчитанные по формуле (1), в сопоставлении со свободными сечениями наружных и внутренних обечайки катализаторных корзин.

Сравнивая данные табл. 2 и 3, можно заметить следующее. Несмотря на низкое значение свободного сечения наружных обечайки катализаторных корзин, их гидравлическое сопротивление и, следовательно, вклад в величину числа Эйлера (от 3,5 % для первой полки до 18,2 % для третьей) остается намного меньшим, чем вклад ΔP внутренней обечайки. Поэтому при действительных числах Эйлера (см. табл. 3) свободное сечение наружной обечайки практически не влияет на распределение потока реагентов по слою катализатора. Напротив, низкое значение этого параметра, как показано выше, негативно — формирует высокоскоростную струю плотного газового потока. Кроме того, числа Эйлера оказываются ниже рекомендуемого (достаточного). Это означает, что слои катализатора вблизи наружной обечайки омываются неоднородным газовым потоком.

Рис. 4. Отверстия в прикрывающих сетках внешней обечайки верхней полки реактора (типа 1) синтеза аммиака

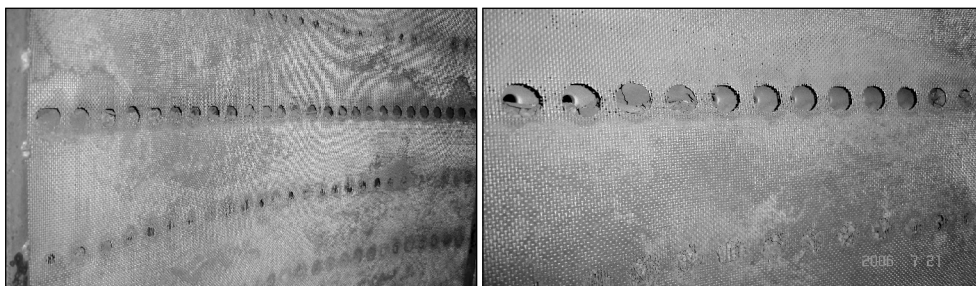


Таблица 2
Гидравлическое сопротивление катализаторных полок реактора типа 1

№ полки	Гидравлическое сопротивление, кПа	
	катализатора	решетки внешней и внутренней
1	27,2	4,69 и 102,61
2	17,5	5,01 и 63,20
3	2,59	13,4 и 57,5
Σ	47,29	23,10 и 223,31

Таблица 3
Числа Эйлера для катализаторных полок реактора типа 1

№ полки	Свободное сечение решетки полки, доли		Числа Эйлера	
	внешней	внутренней	действит.	достат.*
1	0,0155	0,0146	42,0	
2	0,0132	0,0140	32,4	100–130
3	0,0027	0,0058	17,1	
* По данным [2].				

Существуют ли альтернативные решения для реконструкции каталитических реакторов с аксиальным потоком реагентов в реакторы с радиальным потоком? Для ответа на этот вопрос приведем пример реконструкции одного из реакторов синтеза аммиака по проекту ОАО «ГИАП», выполненной в 2001 г. — радиального реактора типа 2. В нем, в отличие от реактора типа 1, отсутствует наружная перфорированная стенка катализаторных корзин, а поток в слой катализатора вводится через систему каналов с проницаемыми стенками по периметру реакционной зоны [7]. К свободному сечению этих каналов не предъявляется никаких специальных требований — оно выбирается из удобства изготовления этих элементов конструкции. Распределительные функции возлагаются на перфорированную стенку внутренней обечайки катализаторной корзины. Свободное сечение внутренней стенки и его распределение по длине, зависящее от геометрии каждой полки, рассчитывают, чтобы обеспечить равномерное распределение потока реагентов по слою катализатора [5, 6]. Влияние неоднородности потока в слое катализатора на его производительность для процесса синтеза аммиака рассмотрено в [8]. В табл. 4—6 приведены дан-

ные, характеризующие реактор типа 2 и устройства для ввода потока реагентов в слой катализатора и вывода прореагировавшей смеси из него.

Рабочие параметры радиального реактора синтеза аммиака типа 2:

Производительность по аммиаку, т/ч (т/сут)	18 (433)
Давление на входе в реактор, МПа	25,4
Температура, °С	146
Количество газа на входе в реактор, нм ³ /ч ...	213166
Плотность газа на входе в реактор, кг/м ³	71,62

На рис. 5 показана графическая зависимость свободного сечения внутренней обечайки третьей полки реактора от длины полки. Соответствующие зависимости для двух других полок аналогичны.

Из представленных данных видно, что способ ввода газового потока в слой катализатора, реализованный в реакторе типа 2, полностью исключает сколько ни будь значимое газодинамическое воздействие на элементы конструкции и прилегающие слои катализатора, поскольку скорости газовых струй в соответствующих точках почти на два порядка ниже. При этом гидравлическое сопротивление распределительных устройств снижается, числа Эйлера на порядок превышают рекомендованные значения. Следовательно, однородность потока устанавливается сразу при входе газа в слой катализатора, а степень конверсии реагентов в аммиак возрастает [8].

В заключение отметим, что решение гидродинамических проблем, связанных с особенностями конструкции реактора, повышает его производительность и эксплуатационную надежность, а также энергетическую эффективность блока синтеза аммиака, зависящую от гидравлического сопротивления. В крупнотоннажных агрегатах с реакторами типа 1 гидравлическое сопротивление реактора превышает 30 % от общего сопротивления петли синтеза. В статье рассмотрены не только особенности конструкции распределительных устройств катализаторных корзин и их влияния на работу реактора, но, в дополнение к ним, и другие важные структурные элементы реактора (теплообменники, байпасные входы с устройствами регулирования технологического режима), со-

Таблица 4

Гидравлическое сопротивление катализаторных полок реактора типа 2

№ полки	Гидравлическое сопротивление, кПа	
	катализатора	решеток внешней и внутренней
1	1,63	0,01 и 11,5
2	1,56	0,006 и 10,1
3	0,8	0,0029 и 6,6
Σ	3,99	0,0189 и 28,2

Таблица 5

Числа Эйлера для катализаторных полок реактора типа 2

№ полки	Свободное сечение решеток полки, доли		Числа Эйлера	
	внешней	внутренней	действит.	достат.
1	0,1	0,022	4123	
2	0,1	0,018	6120	100–130
3	0,1	0,015	7500	
Примечание. Действительные числа Эйлера для всех полок на два порядка больше, чем в табл. 3.				

Таблица 6

Скорости газового потока, м/с, в окрестности газоподводящих каналов реактора типа 2

№ полки	Набегания на сетку	В отверстиях распределительных каналов	Струи в свободном сечении сетки	Струи в прилегающем слое катализатора
1	0,0355	0,355	0,51	1,21
2	0,0268	0,268	0,38	0,905
3	0,0191	0,191	0,27	0,65

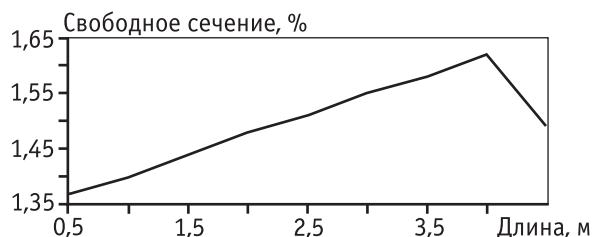


Рис. 5. Распределение свободного сечения перфорации внутренней обечайки третьей полки радиального реактора (типа 2) синтеза аммиака

ставляющие единую систему с обратными связями. Гидравлика катализаторных корзин существенно влияет на распределение давления по всей технологической цепочке реактора и, как следствие, на распределение управляющих байпасных потоков, от которого зависят, в конечном счете, степень конверсии реагентов в аммиак и производительность реактора.

При увеличении производительности блока синтеза возникающие гидродинамические проблемы должны быть детально тщательно проанализированы и решены.

Результаты работы использованы при модернизации реакторов синтеза аммиака на четырех предприятиях азотной промышленности России и стран СНГ, окажутся полезны при модернизации каталитических реакторов других типов в производствах аммиака, метанола, водорода и др.

Промышленная новизна работы подтверждена патентом РФ № 2366499 (RU, C2, BOI18104. Бюлл. № 25, 10.09.2009).

Литература

1. Описание изобретения к патенту Российской Федерации RU 2067494 C1; Пат. 5171543 (США), кл. 422/148, BOI1 8/04, 15.12.1992.
2. Крейндель И.Я., Сергеев С.П., Дильман В.В., Назаров А.С. Растекание газового потока перед зернистым слоем катализатора // Теоретические основы химической технологии. 1984. Т. 18. № 5. С. 656.
3. Назаров А.С., Дильман В.В., Сергеев С.П. Экспериментальное исследование турбулентного течения несжимаемой жидкости в канале с проницаемыми стенками // Теоретические основы химической технологии. 1981. Т. 15. № 4. С. 561.
4. Адинберг Р.З., Дильман В.В., Кочергин В.А. и др. Гидродинамика радиального реактора конверсии окиси углерода // Химическая промышленность. 1976. № 6. С. 446.
5. Назаров А.С., Дильман В.В., Сергеев С.П. Распределение потоков в перфорированных каналах с проницаемым торцом // Инж.-физ. журнал. 1981. Т. 34. № 6. С. 1009.
6. А.С. 406484 (СССР). Распределитель газового потока / В.В. Дильман, С.П.Сергеев, В.С. Генкин. 1982.
7. Пат. 2366499 (РФ). Реактор для проведения гетерогенных каталитических реакций // Бюлл. № 25, 10.09.2009.
8. Краснушкина Н.В., Дильман В.В., Сергеев С.П. Влияние профиля скоростей потока в слое катализатора на производительность реактора синтеза аммиака // Химическая промышленность. 1980. № 1. С. 41.