УДК 621.565:66.094.34

Р.Х.Мухутдинов

# ПУТИ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ ЭФФЕКТОВ ЗАКРУЧЕННЫХ ПОТОКОВ В ПРОЦЕССАХ ХИМИЧЕСКОЙ ТЕХНОЛОГИИ

Закрученные потоки имеют ряд свойств, которые нашли и могут найти применение в химико-технологических процессах. Наиболее комплексно они представлены при осуществлении температурного разделения потока газа в ВТ.

Наши разработки в этом направлении базируются на положениях качественной теории этого явления, которые, в основном, подтверждаются как непосредственными, так и косвенными экспериментами. Эти положения сводятся к следующему:

температурное разделение потока и, в частности, интенсивные конденсационно-сепарационные процессы начинаются уже в сопловых криволинейных каналах, особенно проявляются в винтовых закручивающихся устройствах (ВЗУ);

увеличение температурного разделения струй, истекающих в трубу из сопловых каналов, происходит за счет различной интенсивности расширения и торможения их условных слоев в радиально-осевом направлении [1];

энергообмен в ВТ, наряду с другими формами, в основном осуществляется с участием циркуляционных течений, возникающих уже в прямоугольных сечениях каналов сопловых устройств, которые какое-то время продолжают "работать" и после истечения ленточных струй в трубу; далее циркуляционные течения создаются непосредственно за срезом сопловых устройств в зоне квазитвердого вращения и за зоной завершения формирования холодного потока (рис. 1); последняя формируется из слоев, которые в основной массе не выносятся с "холодным" и "горячим" потоками, но участвуют в энерго- и массообмене с ними. Слои в этой зоне дополнительно охлаждаются за счет эффекта взаимодействия вихрей [2];

Рис. 1. Схема возможных циркуляционных течений в ВТ:
1 - в каналах ВЗУ; 2 - за срезом сопловых каналов; 3 - за зоной формирования холодного потока

поскольку было показано [2, 3] существование за срезом сопловых каналов устойчивой сверхзвуковой области с переохлаждением паров и их пересыщением, а также полагая, что криволинейные сопловые каналы способствуют полной сепарации аэрозольных частиц и выносу их с горячим потоком, то можно принять, что в основном конденсация паров происходит у диафрагмы и в трубе холодного потока.

Режим работы ВТ, вариация размеров, несоосность ее элементов и некоторые дополнительные устройства могут вызвать и другие свойства, усилить или заглушить существующие.

С учетом отмеченных положений были разработаны для различных условий эксплуатации конструкции вихревых аппаратов с винтовым закручивающим устройством, предназначенные, в основном, для интенсификации процессов охлаждения, конденсации, массообмена и сепарации. На основе этих аппаратов созданы и внедрены комплексные установки очистки газов для выделения жидких аэрозолей и сконденсированных паров и каталитического дожига оставшихся примесей или их абсорбционного поглощения до санитарных норм в остатке.

В работах [4, 5] даны описание, основные характеристики аппаратов, схема установки на их основе для очистки отходящих газов с крупнотоннажного производства фенола и ацетона и некоторые результаты их промышленных испытаний. Для разрабатываемого производства получения изопрена предложена схема установки с применением вихревых аппаратов на исходное давление до 3,6 МПа с более рациональным использованием тепла и холода потоков. Поскольку в режиме работы производства возможны колебания в производительности, то для обеспечения эффективной эксплуатации блоков вихревых аппаратов на заводах реализованы схемы их обвязки, одна из которых показана на рис. 2.

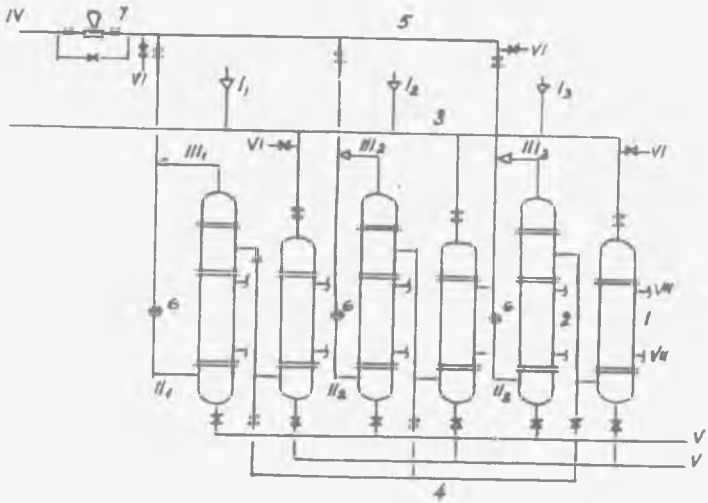
Еще в 1964 г. нас привлекла идея использования ВТ в качестве химического реактора, что позволит быстро вводить его в работу и регулировать режим, обеспечить высокие скорости тепло- и массообмена.

Можно назвать следующие конкретные процессы, которые, на наш взгляд, целесообразно осуществить в условиях закрученного потока:

окисление кислородом воздуха пропилена для получения акролеина на меди, которая в качестве катализатора наносится на носитель [6, 7] или же ею служит стенка медной трубы малого диаметра (до 3 мм) [8];

окисление метана (природного газа) до формальдегида с использованием газообразного катализатора в реакторе, заполненном кольцами Рашига;

получение формальдегида и других кислородосодержащих продуктов некаталитическим окислением низкомолекулярных парафиновых углеводородов (пропана, бутана и др.) [9].




Р и с. 2. Схема обвязки блоков вихревых теплообменников на одном из производств фенола и ацетона: I, 2 - первая и вторая ступени блока; 3, 4, 5 - коллекторы соответственно неочищенного газа, после первых ступеней и предварительно очищенного газа; 6 - шайба; 7 - регулирующий клапан. Потоки: $I_1$, $I_2$, $I_3$ - отходящий газ на очистку с технологических линий; $П_{1,2,3}$ - горячий и холодный потоки; IУ - предварительно очищенный газ на санитарную очистку; У - конденсат с I и 2 ступени блока; УI - газ на анализ; УП -хладоагент

Наиболее подходящим для проверки качеств ВТ как реактора нам представляется реакция окисления пропана как наиболее доступного (использовался баллон бытового газа), дающего широкую гамму продуктов окисления; кроме того, имеются литературные экспериментальные данные [9].

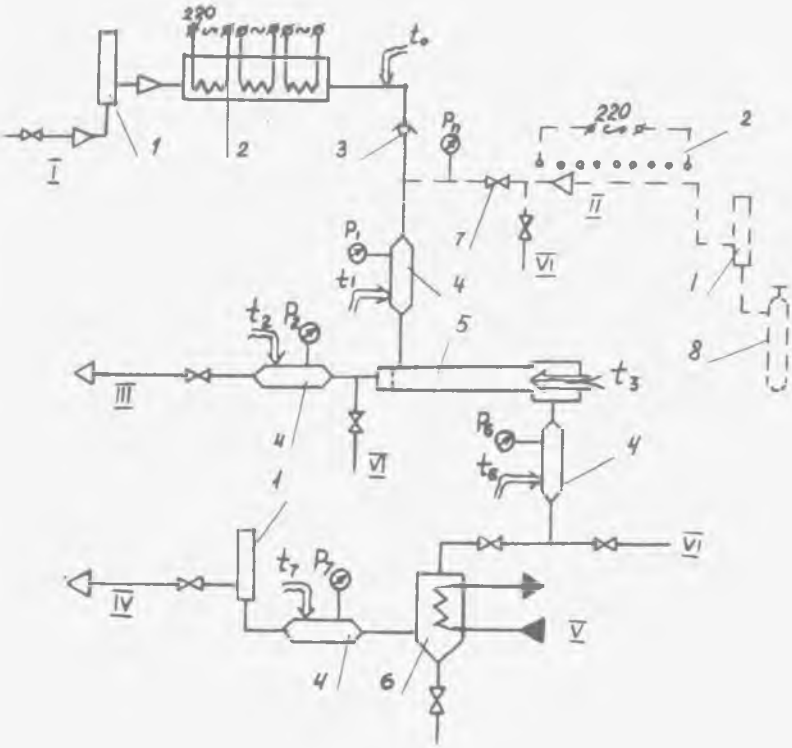
Условия проведения наших поисковых опытов даны в табл. I.

Т а б л и ц а I

Условия опытов на вихревом реакторе

| Номер опыта | Количество воздуха, нм³/ч | Количество бытового газа, нм³/ч | Соотношение пропан: воздух, объемн | Температура входа в реактор, °С | Температура холодного потока, °С | Температура горячего потока, °С | Давление на входе в реактор, МПа | Давление горячего потока, МПа | Соотношение хол. к общему потоку, кг/кг |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| I | 9,6 | 0,I9 | I:5 | 245 | I90 | 323 | 0,4 | 0,I | 0,6 |
| 2 | 9,6 | I,92 | I:5 | 307 | 237 | 293 | 0,4 | 0,I | 0,6 |
| 3 | 9,6 | 2,35 | I:4 | 306 | - | 289 | 0,4 | 0,2 | 0 |
| 4 | 7,8 | I,96 | I:4 | 3I5 | - | 293 | 0,4 | I,9 | 0 |

Схема опытной установки дана на рис. 3.




Р и с. 3. Схема опытной установки исследования окисления пропанового газа: I - ротаметр типа РЭД; 2 - электроподогреватель; 3 - обратный клапан; 4 - расширительная камера; 5 - ВТ; 6 - холодильник; 7 - вентиль; 8 - баллон бытового газа: Потоки: I - воздух; П-пропановый газ; Ш, IУ - "холодный" и "горячий" потоки; У - вода; УI - газ на анализ

Параметры $t_1$, $t_2$, $t_3$, $t_6$, $t_7$ - температуры соответственно исходного "холодного" и "горячего" у дросселя и в расширительной камере и охлажденного потоков.

Условия первого опыта (табл. I) не обеспечили начала реакции, что следует и из рекомендации работы [9], в которой низшая температурная граница начала реакции составляет 250°С; в нашем случае $t_2$ = I90°С, а $t_3$ из-за теплопотерь составляла 232°С. Во втором опыте значительно уменьшено соотношение пропан:воздух и повышена температура, что позво-

лило получить весьма интересные данные. Анализы как "холодного", так и "горячего" потоков обнаружили приблизительно в равных количествах только две группы продуктов реакции: альдегиды и спирты; продуктов более глубокого превращения (кетоны, кислоты и др.) не обнаружено. Хроматографический анализ газов до и после реактора не показал в продуктах реакции оксида и диоксида углерода. Аналогичные результаты дали опыты и при $\mu = 0$, т.е. так же обеспечивалась избирательность процесса. Как видно [10], приблизительно в этих же условиях образуется более широкая гамма продуктов вплоть до $CO$ и $CO_2$. Это позволяет сделать вывод, что вихревая труба - реактор создает лучшие условия протекания реакции окисления: меньшие градиенты температур по сечению трубы и некоторое уравнение времени пребывания реагентов в реакторе.

В вихревом реакторе целесообразно проводить и санитарную очистку газов, содержащих органические примеси значительно выше критических концентраций, когда каталитической пленкой покрывается внутренняя поверхность трубы [10], поскольку из традиционно используемого насыпного слоя при его перегревах затруднен быстрый теплоотвод. Целесообразность нанесения в данных ситуациях катализатора на поверхность отмечается и в работе [11]. В выявленных нами исследованиях [12, 13] реагенты в трубу подавались осевым потоком и для интенсификации тепло- и массообмена к пленке катализатора реакционная трубка заполнялась инертной насадкой (кольцами Рашига), что, на наш взгляд, не позволяет значительно увеличить скорость процесса и гарантировать достаточную избирательность по продуктам реакции.

Исследование глубокого полного окисления в вихревом реакторе проводилось нами в режиме $\mu = 0$. Установка обеспечивала необходимые условия опытов. Внутренняя поверхность трубы $\Phi$ 21x2,5 мм длиной 900 мм покрывалась пленкой на основе алюмоплатинового катализатора АП-56, ВЗУ использовалось двухканальное с сечением канала 1,8x2,5 мм и наклоном к оси трубы 75°. Паровоздушная смесь готовилась на основе изопропилового спирта. Концентрация ИПС в опытах варьировалась от 0,2 до 0,7% объемных, температура на входе в реактор от 240 до 380°С, расход воздуха от 0,5 до 2,5 нм³/ч. При температуре чуть менее 350°С (время контакта 0,27 с) обеспечивалась 88%-ная степень окисления. При входной концентрации ИПС 0,7% об. и температуре ввода 300°С с повышением скорости истечения газа из каналов ВЗУ величина максимума температуры вдоль стенки повышалась; при $v_z$ = 74 м/с $t$ = 347°С, при $v_z$ = 46 м/с $t$ = 340°С, при $v_z$ 30 м/с $t$ = 335°С, а при прямоточном движении ($v_z$ = 1,4 м/с) $t$ = 315°С. При равных расходах 2,5 нм³/ч в закрученном потоке ($v_z$ = 74 м/с) степень окисления составляла 82%, а в прямоточном потоке ($v_z$ = 1,4 м/с) - всего 43%. Закрученный поток обеспечивал высокую скорость массопереноса реагента к стенке и адиабатический разогрев составлял 347°С.

В табл. 2 приведены результаты окисления этилена и других компонентов отходящих газов производства окиси этилена.

Таблица 2

Результаты опытов по дожигу отходящих газов производства окиси этилена в вихревом реакторе ($d_в$ = 16 мм, $\ell$ = 350 мм, $t$ входа 250-260°С)

| Номер опыта | Расход газа, л/мин | Исходное содержание этилена, % объем. | Температура в начальном участке реактора, °С | Температура в середине реактора, °С | Конечное содержание этилена, % объем. | Процент окисления |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 4 | 2,0 | 380 | 390 | 0,80 | 60 |
| 2 | 5 | 2,2 | 382 | 395 | 0,72 | 67 |
| 3 | 6 | 2,1 | 378 | 398 | 0,67 | 68 |
| 4 | 7 | 2,1 | 380 | 400 | 0,63 | 70 |
| 5 | 8 | 2,1 | 380 | 405 | 0,60 | 71 |
| 6 | 9 | 2,2 | 381 | 410 | 0,54 | 75 |
| 7 | 10 | 2,2 | 380 | 415 | 0,50 | 77 |
| 8 | 11 | 2,2 | 380 | 415 | 0,50 | 77 |

Как видно, в реакторе длиной 350 мм не обеспечивается полное окисление, однако достигается более чем четырехкратное понижение исходной концентрации при допустимой для катализатора температуре перегрева 415°С. Интересные результаты получены на том же реакторе с насыпным зернистым слоем катализатора АП-56 при прочих равных условиях (начальная концентрация этилена 2,2% об., температура 250°С). Если в вихревом реакторе степень очистки была не более 86%, то с насыпным слоем катализатора она была близка к 100%, однако в первом случае максимальная температура стенки была намного ниже; так при линейной скорости потока 5 м/с она составляла 350°С, во втором случае 580°С, поскольку концентрация этилена значительно превышает критическую для данного зернистого катализатора. Такая температура эксплуатации может привести к дезактивации катализатора. Соответствующая длина вихревого реактора позволит повысить как степень окисления, так и его производительность по газу. Полученные результаты позволили разработать вихревой кожухотрубный каталитический узел для известного реактора [4]; узел может быть использован и самостоятельно для нагретых газов.

Таким образом, показана возможность и целесообразность осуществления ряда промышленных химических реакций в условиях закрученного потока реагентов. Можно отметить и такой аспект, как возможность исключения масштабных переходов при создании промышленных реакторов, поскольку

такой реактор можно скомпоновать на основе исследованных ВТ простым их суммированием, сохраняя оптимальный режим, полученный в лабораторных исследованиях.

Автор благодарит сотрудников Гумерова М.З., Мазитова М.Ф., Шафигуллина А.Б. за участие в выполнении исследований.

Литература

I. Мухутдинов Р.Х. Еще раз о сущности вихревого эффекта. - В сб.: Вихревой эффект и его промышленное применение.-Куйбышев: КуАИ, I98I, с. 42-45.

2. Меркулов А.П. Вихревой эффект и его применение в технике. - М.: Машиностроение, I969.- I83 с.

3. Поляков А.А. Исследование работы вихревых труб на влажном воздухе. - В сб.: Вихревой эффект и его применение в технике. - Куйбышев: КуАИ, I976, с. 44-48.

4. Амиров Я.С., Варфоломеев Д.Ф., Мухутдинов Р.Х., Тищенко В.Е. Рациональное использование вторичных ресурсов нефтехимии и охрана окружающей среды. - Уфа: Башкнигоиздат, I979.- II6 с.

5. Мухутдинов Р.Х. Создание и промышленное освоение многотрубных вихревых аппаратов. - В сб.: Вихревой эффект и его промышленное применение. - Куйбышев: КуАИ, I98I, с. I43-I46.

6. Исаев О.В., Кушнерев М.Я., Марголис Л.Я. О медном катализаторе окисления пропилена в акролеин. - ДАН СССР, I958, т. II9, № I,с.I04.

7. Калибердо Л.М., Пилосян В.А., Попова Н.И. Окисление пропилена в акролеин на катализаторах $Cu/Al_2O_3$ , модифицированных окислами молибдена. - Кинетика и катализ, I962, т. 3, вып. 2, с. 237-240.

8. Информационный бюллетень о зарубежной химической промышленности, I962, № 2, с. 28-3I.

9. Азингер, Фридрих. Введение в нефтехимию. - Гостоптехиздат, I96I, 285 с.

I0. А.с. 253766 (СССР). Кожухотрубный реактор-теплообменник. Р.Х.Мухутдинов, М.З.Гумеров. - Опубл. в Б.И. I969, № 3I.

II. Франк-Каменецкий Д.А. Диффузия и теплопередача в химической кинетике. - М.: Наука, I967.-492 с.

I2. Исследование неустановившегося режима трубчатого реактора с катализатором на его стенке. - Экспресс-информация: Кибернетика в химии и химической технологии. - М.: ВИНИТИ, I975, № 4, с. 4.

I3. Оптимизация трубчатого реактора со слоем катализатора, нанесенным на стенки трубок. - Экспресс-информация: Кибернетика в химии и химической технологии. - М.: ВИНИТИ, I975, № 2I, с. I3-2I.