

## **ОБЩАЯ И ФИЗИЧЕСКАЯ ХИМИЯ**

УДК 541.124-13

### **ВЛИЯНИЕ ТЕМПЕРАТУРЫ НА ПРОЦЕСС ОКИСЛИТЕЛЬНОГО КРЕКИНГА ПРОПАНА**

**Н. М. ПОГОСЯН<sup>2</sup>, М. Дж. ПОГОСЯН<sup>1</sup>, С. Д. АРСЕНТЬЕВ<sup>1</sup>,  
Л. А. ТАВАДЯН<sup>1</sup> и В. С. АРУТЮНОВ<sup>2</sup>**

<sup>1</sup> Институт химической физики им. А. Б. Налбандяна  
НАН Республики Армения

Армения, 0014, Ереван, ул. П. Севака, 5/2

<sup>2</sup> Институт химической физики им. Н. Н. Семёнова АН РФ  
E-mail: arsentiev53@mail.ru

Поступило 10 V 2014

Изучено влияние температуры на процесс окислительного крекинга пропана в двухсекционном проточном реакторе при различных составах реагирующей смеси. Выявлены закономерности накопления основных продуктов реакции, таких, как парафиновые и олефиновые углеводороды, оксиды углерода. Установлено, что изменение температуры влияет на соотношение продуктов реакции. В частности, зависимость отношения выходов пропилена и этилена от температуры при окислительном крекинге пропана для всех смесей проходит через максимум при  $T \sim 620-660^\circ\text{C}$ . При этом с ростом температуры увеличивается доля выхода олефинов по сравнению с суммарным выходом оксидов углерода.

Рис. 4, табл. 1, библиографических ссылок 18.

В связи с увеличением мирового потребления низших олефинов, определяемым постоянным увеличением потребления полиэтилена и полипропилена, расширением сферы их применения для различных химических производств требуется разработка новых простых и эффективных способов получения этилена и пропилена.

В настоящее время в промышленности основное количество пропилена получают совместно с этиленом методом пиролиза углеводородного сырья. В частности, выход пропилена при крекинге этан-пропановой смеси составляет 14-22%. При этом суммарный выход олефинов дости-

гает 66% [3]. Интерес к переработке этана, пропана и других низших алканов обусловлен их наличием в природном и попутном газах.

Пиролиз можно проводить как в газовой фазе, так и на катализаторах.

Использование катализаторов существенно увеличивает выход олефинов и снижает образование нежелательных продуктов [4-6]. Однако метод каталитического пиролизического дегидрирования имеет ряд недостатков [7, 8]. Поскольку реакция обратима, выход продуктов дегидрирования ограничивается термодинамическим равновесием, и для получения пропилена требуются высокие температуры. При этом происходит интенсивное коксообразование на поверхности катализатора, что приводит к падению его активности.

Термодинамические ограничения и проблема коксообразования могут быть преодолены за счет использования реакций окисления углеводородов кислородом или соединениями, содержащими активный кислород [9, 10].

Газофазные некаталитические способы [11-18] лишены перечисленных выше недостатков каталитического пиролиза углеводородов. В связи с этим разработка подобных способов является актуальной задачей.

В работах [11-14] основное внимание уделялось повышению выхода пропилена при окислительной дегидратации низших углеводородов. Результаты изучения совместного окисления этилена и метана, а также пропана и метана показали заметное влияние метана на состав образующихся продуктов [15-17]. В частности, установлено, что введение в реагирующую смесь добавок метана значительно повышает выход пропилена. Оптимизация условий при окислительном крекинге пропана в кварцевом реакторе позволила повысить выход как пропилена, так и суммарный выход этилена с пропиленом. Так, при конверсии пропана 43% селективность его превращения в пропилен достигает 38%, а в сумму пропилен + этилен — 75% [13]. Гетерогенный характер образования побочного продукта диоксида углерода отмечается в [18].

Основной задачей настоящей работы было изучение влияния температуры на процесс превращения пропана в простейшие олефины — этилен и пропилен.

## Методика эксперимента

Эксперименты проводились в проточных условиях в двухсекционном реакторе из нержавеющей стали марки 12Х17. Длины первой и второй секций реактора составляли:  $l_1 = 220$ ,  $l_2 = 200$  мм. Внутренний диаметр секций  $d_1 = d_2 = 14$  мм. С целью изолирования процессов, протекающих в секциях реактора, последние были отделены друг от друга передвижной перегородкой, представляющей собой пакет кварцевых трубок малого диаметра. В первой секции осуществлялась подготовка газовой смеси к реакции, которая протекала во второй секции. Обе сек-

ции нагревались отдельно. Температура в первой секции реактора во всех опытах поддерживалась равной 280°C. Температура во второй секции реактора варьировалась в диапазоне 530-820°C. Газовая смесь подавалась в реактор из баллонов последовательно через масляные реометры и смесители. Опыты проводились с пропан-кислородными смесями разного состава. Для сравнения изучался также крекинг пропана.

Для анализа состава исходной смеси и молекулярных продуктов реакции через герметичные штуцера с помощью шприца производился отбор пробы. Количественный анализ проводили хроматографически. Разделение диоксида углерода, метанола, ацетальдегида, оксида этилена осуществляли на колонке, заполненной полисорбом-1 ( $l=5$  м,  $d=3$  мм,  $Q=30$  см<sup>3</sup>/мин). Разделение водорода, кислорода, метана и монооксида углерода проводили на колонке с молекулярными ситами 5Å ( $l=3$  м,  $d=3$  мм,  $Q=30$  см<sup>3</sup>/мин), а разделение этилена, этана, пропана и пропилена — на колонке с силикагелем ( $l=3$  м,  $d=3$  мм,  $Q=30$  см<sup>3</sup>/мин). Температура всех колонок составляла 98°C. В качестве детектора использовался катарометр. Эксперименты показали, что во всех случаях метанол, ацетальдегид, оксид этилена накапливаются в пренебрежимых, по сравнению с этиленом и пропиленом, количествах.

Для анализа формальдегида отходящие реакционные газы в течение определенного времени барботировали через дистиллированную воду. Полученный раствор анализировали фотоколориметрически с использованием хромотроповой кислоты. Эксперименты показали, что во всех случаях формальдегид накапливается в следовых количествах.

В таблице приведены экспериментально измеренные выходы продуктов реакции. Поскольку процесс в проточных условиях протекает при постоянном давлении, то вследствие образования продуктов реакции происходит увеличение объема системы. Поэтому при определении расхода исходных реагентов и селективности образования продуктов необходимо вводить поправочный коэффициент, учитывающий изменение объема по ходу реакции. С целью измерения поправочного коэффициента ( $\alpha$ ) на выходе из реактора устанавливался реометр, измеряющий скорость потока отходящих газов. Коэффициент  $\alpha$  вычислялся по формуле  $V_{\text{вых}}/V_{\text{вх}}$ , где  $V_{\text{вых}}$  и  $V_{\text{вх}}$  представляют собой объемные скорости потока на выходе и входе реактора, соответственно.

## Обсуждение результатов

Превращение пропана изучалось в пяти смесях разного исходного состава. Для каждой смеси эксперименты проводились при нескольких температурах и одинаковом давлении реакционной смеси  $P = 650$  Torr. Скорости подачи пропана и кислорода подбирались таким образом, чтобы при заданном соотношении обеспечить время пребывания смеси в реакторе  $\tau_k = 2$  с.

Зависимости выходов продуктов окислительного крекинга пропана от температуры, полученные для исходных смесей разного состава, приводятся на рис. 1 и 2. Как видно, с увеличением температуры происходит увеличение конверсии пропана, а выход пропилена проходит через максимум.

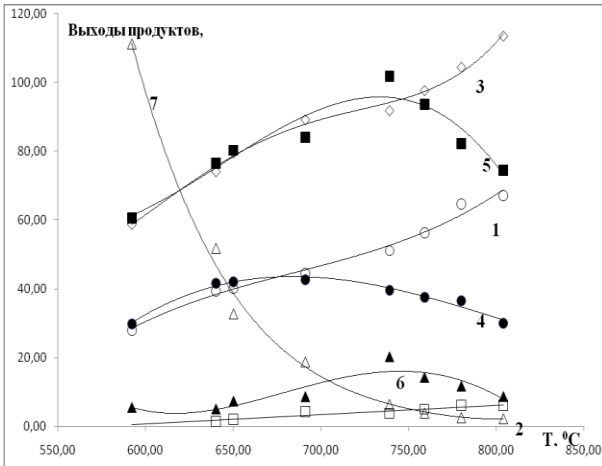


Рис. 1. Зависимость выхода метана (1), этана (2), этилена  $\times 2$  (3), пропилена (4), водорода  $\times 4$  (5), монооксида углерода (6) и диоксида углерода (7) от температуры реактора.  $P = 650 \text{ Torr}$ ,  $C_3H_8:O_2 = 10:1$ ,  $\tau_k = 2 \text{ с}$ .

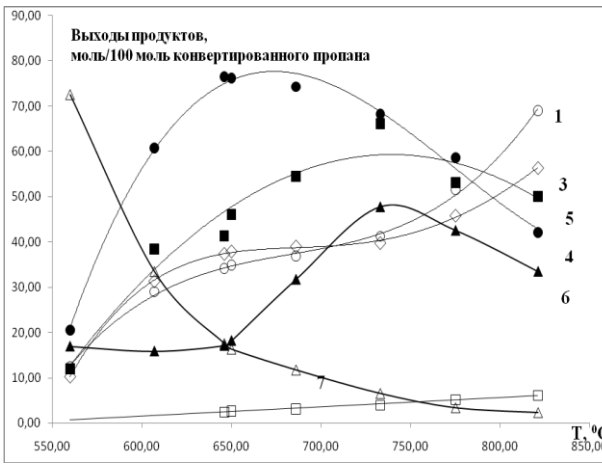


Рис. 2. Зависимость выхода метана (1), этана (2), этилена (3), пропилена  $\times 2$  (4), водорода  $\times 2$  (5), монооксида углерода (6) и диоксида углерода (7) от температуры реактора.  $P = 650 \text{ Torr}$ ,  $C_3H_8:O_2 = 4:1$ ,  $\tau_k = 2 \text{ с}$ .

Обобщенные данные, полученные при крекинге и окислительном крекинге пропана, приводятся в таблице. Как видно из таблицы, существенное влияние на ход процесса оказывают содержание молекулярного кислорода в исходной смеси и температура в реакторе.

Как известно, введение кислорода в исходную смесь, повышая скорость процесса, в то же время увеличивает расход пропана на побочные кислородсодержащие продукты окисления. С практической точки зрения важным фактором является соотношение суммарного выхода целевых продуктов реакции и суммы выходов побочных продуктов. В связи с этим нами были получены зависимости отношения суммарного выхода этилена и пропилена к сумме выходов продуктов глубокого окисле-

ния — оксидов углерода. Эти зависимости, построенные на основании данных таблицы, представлены на рис. 3, из которого можно видеть, что с увеличением температуры происходит увеличение отношения  $([C_2H_4] + [C_3H_6])/([CO] + [CO_2])$  для всех изученных составов. Причем, чем меньше концентрация кислорода в исходной смеси, тем сильнее рост этого соотношения с повышением температуры. Наиболее резко увеличение этого соотношения наблюдается для смеси  $C_3H_8:O_2 = 10:1$ .

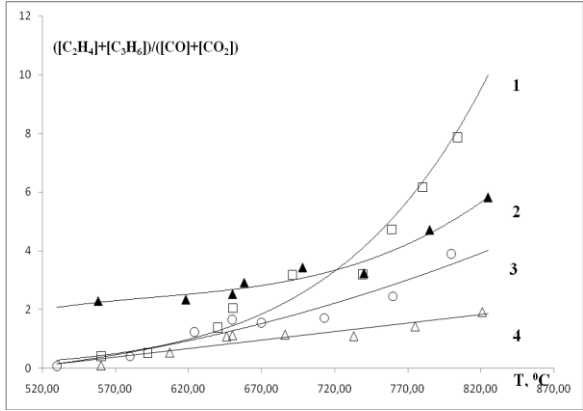


Рис. 3. Зависимость соотношения  $([C_3H_6] + [C_2H_4])/([CO] + [CO_2])$  для смесей  $C_3H_8:O_2$  10:1(1), 8:1 (2), 6:1 (3) и 4:1 (4) от температуры реактора.  $P = 650 \text{ Torr}$ ,  $C_3H_8:O_2 = 4:1$ ,  $\tau_k = 2 \text{ с}$ .

При конверсии пропана в легкие олефины большое значение имеет также отношение концентраций пропилена и этилена в продуктах реакции. На рис. 4 представлена зависимость этого соотношения от температуры, полученная для разных исходных составов реагирующей смеси. Как видим из данных таблицы и рис. 4, для всех использованных составов зависимость соотношения  $[C_3H_6]/[C_2H_4]$  от температуры проходит через максимум, который для кислородсодержащих смесей достигается при 620-660°C, а при крекинге пропана — при 720-750°C.

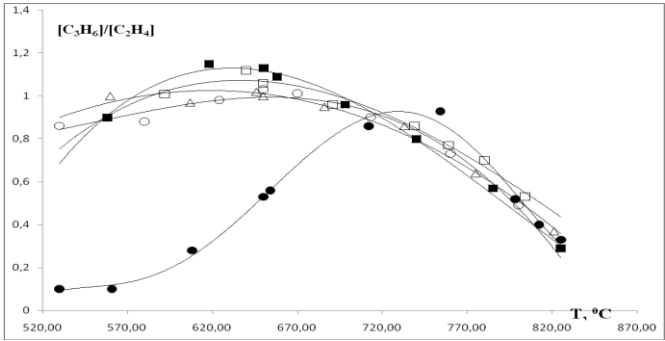


Рис. 4. Зависимость соотношения выходов пропилена и этилена от температуры реактора для смесей  $C_3H_8:O_2$  10:1( $\square$ ), 8:1 ( $\bullet$ ), 6:1 ( $\circ$ ), 4:1 ( $\Delta$ ) и крекинга пропана ( $\bullet$ ).  $P = 650 \text{ Torr}$ ,  $C_3H_8:O_2 = 4:1$ ,  $\tau_k = 2 \text{ с}$ .

Таблица

**Влияние температуры и состава смеси на конверсию и выход продуктов оксикрекинга пропана  
в двухсекционном металлическом реакторе. Р = 650 Торр,  $\tau$  = 2 с.**

| $C_3H_8:O_2$ | $T_2, ^\circ C$ | Выход продуктов, моль/100 моль израсходованного пропана |          |          |          |       |        |       | $C_3H_6/C_2H_4$ | $K_{C_3H_8}$ |
|--------------|-----------------|---------------------------------------------------------|----------|----------|----------|-------|--------|-------|-----------------|--------------|
|              |                 | $CH_4$                                                  | $C_2H_6$ | $C_2H_4$ | $C_3H_6$ | CO    | $CO_2$ | $H_2$ |                 |              |
| Крекинг      | 561             | 8.16                                                    | —        | 120.41   | 12.24    | —     | —      | 15.3  | 0.10            | 0.75         |
|              | 608             | 23.68                                                   | —        | 96.05    | 27.19    | —     | —      | 17.1  | 0.28            | 3.51         |
|              | 650             | 34.62                                                   | —        | 73.48    | 38.62    | —     | —      | 18.7  | 0.53            | 8.12         |
|              | 654             | 34.75                                                   | 1.02     | 71.02    | 40.00    | —     | —      | 20.2  | 0.56            | 9.08         |
|              | 712             | 50.15                                                   | 3.90     | 52.5     | 45.37    | —     | —      | 19    | 0.86            | 24.69        |
|              | 754             | 52.85                                                   | 4.52     | 49.66    | 46.03    | —     | —      | 17.1  | 0.93            | 36.69        |
|              | 798             | 73.44                                                   | 6.11     | 59.93    | 31.23    | —     | —      | 15.8  | 0.52            | 70.15        |
|              | 812             | 82.69                                                   | 6.68     | 63.29    | 25.62    | —     | —      | 16.8  | 0.40            | 84.15        |
| 10:1         | 592             | 28.05                                                   |          | 29.41    | 29.86    | 9.50  | 111.31 | 15.2  | 1.01            | 3.78         |
|              | 640             | 39.47                                                   | 1.43     | 37.08    | 41.63    | 5.02  | 51.91  | 19.1  | 1.12            | 7.43         |
|              | 650             | 40.20                                                   | 2.03     | 39.80    | 42.10    | 7.34  | 32.82  | 20.1  | 1.06            | 11.03        |
|              | 691             | 43.51                                                   | 4.27     | 44.64    | 42.68    | 8.66  | 18.86  | 21    | 0.96            | 19.6         |
|              | 739             | 51.16                                                   | 3.80     | 45.95    | 39.63    | 20.31 | 6.50   | 25.5  | 0.86            | 38.72        |
|              | 759             | 56.34                                                   | 4.69     | 48.87    | 37.56    | 14.27 | 3.99   | 23.4  | 0.77            | 53.52        |
|              | 780             | 64.64                                                   | 6.13     | 52.25    | 36.64    | 11.74 | 2.68   | 20.6  | 0.70            | 61.2         |
|              | 804             | 67.18                                                   | 6.07     | 56.78    | 30.04    | 8.70  | 2.33   | 18.6  | 0.53            | 76.29        |

Продолжение таблицы

|     |     |       |      |       |       |       |        |      |      |       |
|-----|-----|-------|------|-------|-------|-------|--------|------|------|-------|
| 8:1 | 558 | 27.04 | —    | 49.32 | 44.39 | 3.57  | 37.41  | 4.1  | 0.90 | 10.75 |
|     | 618 | 32.26 | —    | 40.86 | 47.14 | 6.69  | 30.96  | 14   | 1.15 | 12.88 |
|     | 650 | 36.52 | —    | 41.75 | 47.21 | 10.96 | 24.23  | 15.3 | 1.13 | 17.12 |
|     | 658 | 38.41 | 2.18 | 42.66 | 46.46 | 8.27  | 22.20  | 16.3 | 1.09 | 17.17 |
|     | 698 | 45.49 | 3.53 | 44.89 | 43.31 | 13.98 | 11.65  | 21   | 0.96 | 28.1  |
|     | 740 | 48.09 | 4.66 | 48.48 | 38.58 | 21.36 | 5.50   | 27.7 | 0.80 | 41.43 |
|     | 785 | 60.90 | 5.69 | 56.43 | 31.96 | 15.57 | 3.16   | 21.5 | 0.57 | 64.0  |
|     | 825 | 82.38 | 6.36 | 64.20 | 18.53 | 12.13 | 2.05   | 21.3 | 0.29 | 90.97 |
| 6:1 | 530 | 9.55  | —    | 8.92  | 7.64  | 17.83 | 228.67 | 5.4  | 0.86 | 2.93  |
|     | 580 | 28.09 | —    | 29.01 | 25.62 | 16.97 | 119.44 | 15.7 | 0.88 | 5.93  |
|     | 624 | 36.81 | —    | 40.18 | 39.42 | 13.80 | 50.15  | 20.8 | 0.98 | 11.94 |
|     | 650 | 38.52 | —    | 39.84 | 41.10 | 17.42 | 31.20  | 25.1 | 1.03 | 15.0  |
|     | 670 | 40.00 | 2.84 | 40.67 | 40.96 | 24.02 | 28.56  | 26.1 | 1.01 | 19.69 |
|     | 713 | 41.75 | 3.45 | 42.71 | 38.64 | 33.38 | 14.04  | 28.1 | 0.90 | 30.67 |
|     | 760 | 53.87 | 4.93 | 47.87 | 34.81 | 26.68 | 7.12   | 23.8 | 0.73 | 50.44 |
|     | 800 | 70.36 | 5.94 | 55.48 | 27.11 | 17.46 | 3.71   | 22   | 0.49 | 76.25 |
| 4:1 | 560 | 12.37 | —    | 10.25 | 10.25 | 16.96 | 217.67 | 6    | 1.00 | 5.62  |
|     | 607 | 29.01 | —    | 31.30 | 30.38 | 15.88 | 100.46 | 19.2 | 0.97 | 12.6  |
|     | 646 | 34.09 | 2.48 | 37.33 | 38.28 | 17.14 | 52.67  | 20.7 | 1.02 | 20.6  |
|     | 650 | 34.86 | 2.67 | 37.88 | 38.10 | 18.22 | 49.01  | 23.1 | 1.00 | 21.0  |
|     | 686 | 36.90 | 3.17 | 38.97 | 37.14 | 31.75 | 35.24  | 27.2 | 0.95 | 31.16 |
|     | 733 | 41.25 | 3.99 | 39.72 | 34.13 | 47.77 | 19.69  | 33.1 | 0.86 | 42.17 |
|     | 775 | 51.50 | 5.20 | 45.77 | 29.31 | 42.55 | 10.18  | 26.6 | 0.64 | 63.05 |
|     | 821 | 69.02 | 6.11 | 56.29 | 21.04 | 33.50 | 6.97   | 25.1 | 0.37 | 81.82 |

При  $T > 750^\circ\text{C}$  температурная зависимость соотношения  $[\text{C}_3\text{H}_6]/[\text{C}_2\text{H}_4]$  одинакова, что свидетельствует о преобладании при этих температурах крекингового направления процесса.

Максимального значения это соотношение достигает при концентрации кислорода 11.1%, что соответствует смеси  $\text{C}_3\text{H}_8:\text{O}_2 = 8:1$ .

Из полученных данных (таблица, рис. 4) следует, что в диапазоне температур  $530\text{--}690^\circ\text{C}$  присутствие молекулярного кислорода в исходной реакционной смеси резко увеличивает относительный выход пропилена по сравнению с выходом этилена. Это является очевидным следствием увеличения вклада в конверсию пропана реакций окислительного дегидрирования (реакция 6) по сравнению с процессами термического крекинга с разрывом  $\text{C--C}$  (реакция 4) и  $\text{C--H}$  (реакция 3) связей, имеющих более высокую энергию активации.

1.  $\text{C}_3\text{H}_8 \rightarrow \text{CH}_3 + \text{C}_2\text{H}_5$  ( $E_a \sim 383$  кДж/моль)
2.  $\text{C}_3\text{H}_8 \rightarrow \text{C}_3\text{H}_7 + \text{H}$  ( $E_a \sim 408$  кДж/моль)
3.  $\text{C}_3\text{H}_7 \rightarrow \text{C}_3\text{H}_6 + \text{H}$  ( $E_a \sim 155$  кДж/моль)
4.  $\text{C}_3\text{H}_7 \rightarrow \text{C}_2\text{H}_4 + \text{CH}_3$  ( $E_a \sim 130$  кДж/моль)
5.  $\text{C}_3\text{H}_8 + \text{O}_2 \rightarrow \text{C}_3\text{H}_7 + \text{HO}_2$  ( $E_a \sim 213$  кДж/моль)
6.  $\text{C}_3\text{H}_7 + \text{O}_2 \rightarrow \text{C}_3\text{H}_6 + \text{HO}_2$ , ( $E_a \sim 21$  кДж/моль).

Ускорение процесса в присутствии кислорода при  $530\text{--}690^\circ\text{C}$  связано с более легким протеканием реакции зарождения цепей 5 по сравнению с реакциями 1 и 2.

Таким образом, установлено, что зависимость отношения выходов пропилена и этилена от температуры при окислительном крекинге пропана для всех смесей проходит через максимум при  $T \sim 620\text{--}660^\circ\text{C}$ . При этом с ростом температуры увеличивается доля выхода олефинов по сравнению с суммарным выходом оксидов углерода.

## ՋԵՐՄԱՍՏԻՃԱՆԻ ԱԶԴԵՅՈՒԹՅՈՒՆԸ ՊՐՈՊԱՆԻ ՕՔՍԻԴԱՅԻՈՆ ԿՐԵԿԻՆԳԻ ՊՐՈՑԵՍԻ ՎՐԱ

Ն. Մ. ՊՈՂՈՍՅԱՆ, Մ. Զ. ՊՈՂՈՍՅԱՆ, Ս. Դ. ԱՐՄԵՆՏԵՎ,  
Լ. Ա. ԹԱՎԱԴՅԱՆ և Վ. Ս. ՆԱՐՈՒԹՅՈՒՆՈՎ

Հետազոտվել է ջերմաստիճանի ազդեցությունը պրոպանի օքսիդացիոն կրեկինգի պրոցեսի վրա երկակցիանի հոսքային ռեակտորում (պատրաստված չժանգոտվող պողպատից) տարբեր ելային խառնուրդների համար: Բացահայտվել են ռեակցիայի հիմնական արգասիքների՝ պարաֆինային և օլեֆինային ածխաջրածինների, ինչպես նաև ածխածնի օքսիդների կուտակման օրինաչափությունները: Ցույց է տրվել, որ ջերմաստիճանի փոփոխությունն ազդում է ռեակցիայի արգասիքների հարաբերակցության վրա: Մասնավորապես, բոլոր ելային խառնուրդների համար պրոպանի օքսիդացիոն կրեկինգի ժամանակ պրոպիլենի և էթիլենի ելքերի հարաբերակցությունն անցնում է մաքսիմումով  $T \sim 620\text{--}660^\circ\text{C}$  ջերմաստիճանային միջակայքում: Ըստ այդմ, ջերմաստիճանի աճը հանգեցնում է օլեֆինների ելքերի մեծացմանը ածխածնի օքսիդների գումարային ելքի նկատմամբ:



# THE TEMPERATURE INFLUENCE ON THE PROCESS OF PROPANE OXIDATIVE CRACKING

N. M. POGHOSYAN<sup>2</sup>, M. J. POGHOSYAN<sup>1</sup>, S. D. ARSENTEV<sup>1</sup>,  
L. A. TAVADYAN<sup>1</sup> and V. S. HARUTYUNOV<sup>2</sup>

<sup>1</sup> A.B.Nalbandyan Institute of Chemical Physics NAS RA  
5/2, P. Sevak Str., Yerevan, 0014, Armenia

<sup>2</sup> N.N.Semyonov Institute of Chemical Physics Russian Academy of Sciences

The temperature influence on the process of propane oxidative cracking in two-sectional flow reactor at different hydrocarbon/oxygen ratio of reacting mixtures has been studied. The process was studied at constant pressure inside the reactor  $P = 650$  Torr and at residence time  $\tau = 2$  s. The regularities of formation of main reaction products such as paraffins and olefins as well as carbon oxides were revealed. It was found that temperature change has an influence on quantity and ratio of reaction products. Particularly, the dependence of propylene and ethylene yields ratio in oxidative cracking of propane passes over the maximal value at  $T \sim 620-660^\circ\text{C}$ . At this the part of total yield of olefins relative to total yield of carbon oxides rises with temperature increase. The relationships observed are the consequence of more significant increase of oxidative dehydrogenation reactions rate in comparison with that of thermal decomposition of C—C and C—H bonds which have higher activation energy.

## ЛИТЕРАТУРА

- [1] Weitkamp J., Raichle A., Traa Y., Rupp M., Fuder F. // Chem. Commun., 2000, №5, p.403.
- [2] Olah G.A., Molnar A. Hydrocarbon Chemistry. New York: a Wiley - interscience publication, Sons, inc. (ed. J. Wiley), 1995, 632 p.
- [3] Craig R.G., Penny S.J., Schwartz W.A. // Oil Gas J., Techn., 1983, v. 81, №30, p. 161.
- [4] Данилова И.Г. Автореф. дисс. "Окислительное дегидрирование пропана на оксидах алюминия и кремния" канд. хим. наук. Новосибирск, 2003, Катализ 02.00.15, 158 с.
- [5] Vora B.V., Pujado P R., Anderson R.F. // Energy Progress, 1986, v. 6, №3, p. 171.
- [6] Исагуляни Г.В., Беломестных И.П., Форбек Г., Перрегаард Й. // Рос. хим. ж., 2000, т. 44, № , с. 69.
- [7] Sanfilippo D., Buonomo F., Fusco G., Miracca I. // Studies Surf. Sci. Catal., 1998, v. 119, p. 919.
- [8] Weiss A.H. // Hydrocarbon Processing., 1968, v. 47, №4, p. 123.
- [9] Усачев Н.Я., Харламов В.В., Беланова Е.П., Старостина Т.С., Круковский И.М. // Рос. хим. ж., 2008, т. 52, №4, с. 22.
- [10] Арутюнов В.С., Крылов О.В. // Успехи химии, 2005, т. 74, вып. 3, с. 1216.
- [11] Погосян М.Дж. // Хим. ж. Армении, 2006, т. 59, №1, с. 12.
- [12] Погосян Н.М., Погосян М.Дж. // Хим. ж. Армении, 2009, т. 62, №3-4, с. 316.
- [13] Погосян М.Дж., Алхазян К.Г., Мантян А.А. Способ совместного получения этилена и пропилена. А. с. №1768570, СССР // Б. И. 1992, №38.
- [14] Погосян М.Дж., Мантян А.А. Способ получения пропилена. А. с. №1348329, СССР // Б. И. 1986, №40.
- [15] Pogosyan M. International Conference "Nonisothermal Phenomena and Processes". November 27 — December 1, 2006, Yerevan, Armenia, p. 91.
- [16] Погосян Н.М., Погосян М.Дж. // Материалы Международной конференции "Современные проблемы химической физики". 21-24 октября 2008, Ереван, с. 62.
- [17] Погосян Н.М., Погосян М.Дж. // Материалы Международной конференции "Современные проблемы химической физики". 9-12 октября 2012, Ереван, с. 129.
- [18] Арутюнов В.С., Магомедов Р.Н. // Успехи химии, 2012, т. 81, №9, с. 790.