

УДК 547.212:66.092.14

**ОПТИМАЛЬНАЯ ОРГАНИЗАЦИЯ ТЕПЛОПЕРЕДАЧИ
В ЭТАНОВОЙ ПИРОЛИЗНОЙ ПЕЧИ****З.А. Мамедов**

*Азербайджанская Государственная Нефтяная Компания,
ПО «АзерХимия», Завод «Этилен-Полиэтилен»,
AZ5000, Азербайджан, г. Сумгаит, ул. Самеда Вургуна 86,
e-mail: zakira.mammadov@socar.az*

В статье приводится сравнение результатов расчета по математической модели промышленного процесса пиролиза этана, осуществляемого на заводе "Этилен-Полиэтилен" г. Сумгаита при средней постоянной теплонапряженности радиантного змеевика, с результатами расчета этого же процесса, но с использованием предлагаемого метода позонного подвода топливного газа. При применении последнего происходит значительная экономия топливного газа и более высокий выход целевых продуктов, что в итоге дает заводу ощутимую прибыль. Приводится выражение для определения оптимального количества топливного газа, подводимого к каждой зоне.

Ключевые слова: пиролиз этана, теплонапряженность, топливный газ, теплоотдача, теплоемкость, радиантный змеевик, оптимизация.

ВВЕДЕНИЕ

При решении задач оптимизации пиролизной печи одним из основных факторов, влияющих на процесс, является температурный профиль по длине змеевика. Исследованием этого вопроса занимались многие авторы [1-7]. Общий недостаток существующих методик расчета пиролизных змеевиков состоит в том, что в них принимается средняя постоянная теплонапряженность по всей длине змеевика [1,2], в то время как процесс разложения протекает

в достаточно широком интервале температур реагирующей смеси, и теплоподвод к различным участкам змеевика не должен быть одинаковым.

Перед нами стояла задача найти такое оптимальное распределение тепла по зонам реактора пиролиза этана, осуществляемого на заводе "Этилен-Полиэтилен" г. Сумгаита, которая принесла бы заводу наибольшую прибыль при наименьших усилиях.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ОПТИМАЛЬНОГО ТЕМПЕРАТУРНОГО ПРОФИЛЯ

Для нахождения оптимального температурного профиля оптимизацию проводили в два этапа.

На I этапе на персональном компьютере по разработанной математической модели проводили планирование экспериментов (в количестве 156) методом сканирования в широком интервале изменения режимных параметров промышленного процесса (общая загрузка реактора, состоящая из свежей загрузки $g_{0C_2H_6}$ и рециркулируемых этана и метана, $g^0 = (0.5556-1.3889$ кг/с) с шагом $\Delta g^0 = 0.0695$ кг/с; температура

на входе в реактор $t_0 = (775-850^\circ C)$ с шагом $\Delta t = 25^\circ C$; соотношение водяной пар:сырье = 1:1; 1.5:1; 2:1) при постоянной средней теплонапряженности по всей длине реактора, в результате которых определяли все выходные параметры процесса.

(Средняя теплонапряженность радиантного змеевика установки ЭП-300 Сумгаитского завода "Этилен-Полиэтилен" $q = 46.5$ кВт/м²).

На II этапе из всего большого количества вариантов выбирали наиболее применяемые в промышленных условиях – $g^0 =$

0.6944; 0.9722 и 1.2500 кг/с; $t_0 = 775, 800, 825^\circ\text{C}$; соотношение водяной пар:сырье 1.5:1, тем самым значительно сократив количество рассматриваемых вариантов.

Далее, задавая предварительным распределением величин теплонапряженностей q_k по зонам, расчетом по математической модели процесса пиролиза этана [8], проверяли, позволяют ли они получить максимум выходов целевых продуктов при наименьшем общем расходе топливного газа, подаваемого во все зоны змеевика.

Предварительные значения q_k выбирали, исходя из значений полезного количества тепла для каждого i -го участка змеевика $(Q_p)_i$ (всего 12 участков по числу труб в потоке), найденных по математической модели при постоянной средней теплонапряженности змеевика.

$$(Q_p)_k = \left[\sum_{i=1}^{14} n_i (C_{pi})_{T_k} T_k - \sum_{i=1}^{14} n_i (C_{pi})_{T_{k-1}} T_{k-1} \right] + n_{\text{H}_2\text{O}} \left[(C_{\text{pH}_2\text{O}})_{T_k} T_k - (C_{\text{pH}_2\text{O}})_{T_{k-1}} T_{k-1} \right] + \\ + \left[39.635 (T_k - T_{k-1}) - 36.779 \times 10^{-3} (T_k^2 - T_{k-1}^2) + 14.298 \times 10^{-6} (T_k^3 - T_{k-1}^3) - 2.587 \times 10^{-9} (T_k^4 - T_{k-1}^4) \right] \times n^0 (X_k - X_{k-1}), \quad (1)$$

где C_{pi} – теплоемкость i -го компонента, кДж/(кмоль К); n_i – число молей i -го компонента в пирогазе, кмоль/с; n^0 – общее число молей газовой смеси на входе в реактор, кмоль/с; $(Q_p)_k$ – полезное количество тепла для k -ой зоны, кВт; T – текущая температура, К; T_k – температура k -ой зоны змеевика, К.

Оптимальные значения теплонапряженностей k -ой зоны определяются по формуле:

$$q_k = \frac{(Q_p)_k}{S_k \eta} \quad (2)$$

при поверхности нагрева k -ой зоны змеевика S_k , равной

$$S_k = n_k \pi d_n l \quad (3),$$

где d_n – наружный диаметр трубы, м; l – текущая длина, м; q_k – теплонапряженность k -ой зоны змеевика, кВт/м²; S_k – поверх-

Расчет велся методом постепенного приближения, подтверждая правильность выбранных значений q_k .

При несоответствии максимальным выходам целевых продуктов задавались новым распределением теплонапряженностей и повторяли расчет.

Таким образом находили оптимальный температурный профиль для каждого выбранного варианта.

По оптимальному температурному профилю, зная значения конверсий и температур в каждой зоне, определяли полезное тепло печи $(Q_p)_k$, необходимое для подвода к реакционной поверхности змеевика в k -ой зоне.

С использованием данных работ [9,10] имеем:

ность нагрева k -ой зоны змеевика, м²; η – безразмерный к.п.д. пиролизной печи; n_k – безразмерное число труб в k -ой секции.

Фиксируя найденные на II этапе оптимальные значения q_k , находим оптимальные количества топливного газа V_k , которые необходимо подвести к каждой зоне для обеспечения максимальных выходов целевых продуктов на выходе из реактора:

$$V_k = \frac{q_k S_k}{Q_n} \quad (4)$$

Здесь V_k – расход топливного газа, кг/с; Q_n – низшая теплотворная способность топливного газа, кДж/кг.

Позонный подвод тепла к змеевику пиролизной печи позволит в промышленных условиях реализовать температурный профиль, близкий к оптимальному, найденному по математической модели.

РАСЧЕТ ЗОН РЕАКЦИОННОГО ЗМЕЕВИКА

Количество и длина зон, на которые разбивался змеевик, выбирались в зависи-

мости от характера кривой оптимального температурного профиля.

Рассмотрим случай найденного из всевозможных вариантов оптимального разбиения длины реакционного змеевика на 4 зоны из расчета следующего количества труб в каждой зоне: I зона – 7 труб, II зона – 2 трубы, III зона – 1 труба, IV зона – 2 трубы. Всего в одном потоке радиантного змеевика промышленного процесса пиролиза этана (установка ЭП-300) – 12 труб длиной $l = 11.52$ м каждая.

Длины соответствующих зон приведены в табл. 1, в которой в качестве примера представлены результаты расчета процесса для средней из рассматриваемого интервала загрузки $g^0 = 0.9722$ кг/с и соотношения водяной пар: сырье 1.5:1 для температур на входе в реакционную зону $t_0 = 775, 800$ и 825 °С при разных количествах подводимого к каждой зоне тепла.

Табл. 1. Сравнение результатов расчетов промышленного процесса пиролиза этана при позонном подводе топливного газа и при постоянной средней теплонапряженности

$g^0 = 0.9722$ кг/с; $g_{H_2O} = 1.4583$ кг/с													
Позонный подвод топливного газа										Постоянная теплонапряженность			
$t_0, ^\circ\text{C}$	№ зоны	$l_k, \text{м}$	$t_k, ^\circ\text{C}$	$q_k, \text{кВт/м}^2$	$V_k, \text{кг/с}$	$t_{sk}, ^\circ\text{C}$	X	S_0	$g(\text{C}_2\text{H}_4 + \text{C}_3\text{H}_6), \text{кг/с}$	$t, ^\circ\text{C}$	X	S_0	$g(\text{C}_2\text{H}_4 + \text{C}_3\text{H}_6), \text{кг/с}$
775	I	80.64	792	193.1	0.145	1120	0.35	0.858	0.2940				
	II	103.68	797	189.0	0.040	1121	0.42	0.831	0.3502				
	III	115.20	798	187.8	0.020	1121	0.45	0.818	0.3613				
	IV	138.24	798	168.8	0.040	1121	0.51	0.793	0.3924	958	0.59	0.698	0.389
$\Sigma V_k = 0.2458$													
800	I	80.64	818	128.7	0.097	1031	0.39	0.840	0.3210				
	II	103.68	824	125.5	0.027	1035	0.47	0.808	0.36740				
	III	115.20	824	124.6	0.014	1036	0.50	0.792	0.3855				
	IV	138.24	827	123.9	0.027	1036	0.56	0.763	0.4134	971	0.61	0.685	0.409
$\Sigma V_k = 0.1636$													
825	I	80.64	849	64.3	0.049	946	0.44	0.817	0.3477				
	II	103.68	852	62.4	0.014	956	0.52	0.778	0.3912				
	III	115.20	854	62.0	0.007	957	0.55	0.760	0.4070				
	IV	138.24	858	61.6	0.013	959	0.61	0.725	0.4300	985	0.63	0.671	0.413
$\Sigma V_k = 0.0815$													

Как видно, наибольшее количество топливного газа подается в I зону змеевика, составляющую больше половины всей его длины. Соответственно и теплонапряженность в этой части выше. Затем по длине змеевика она снижается, а температура газового потока t_k растет. Для сравнения здесь же приводятся значения температуры потока, конверсии, общей селективности по этилену и пропилену S_0 и суммы выходов целевых продуктов $g(\text{C}_2\text{H}_4 + \text{C}_3\text{H}_6)$ на выходе из реактора при работе его на постоянной средней теплонапряженности по всей

длине реактора, как это принято в промышленности.

Из табл. 1 видно, что селективность процесса и сумма выходов целевых продуктов значительно выше при позонном подводе топливного газа и достигаются они при меньших глубинах превращения. С увеличением входной температуры эта разница в выходах увеличивается.

С увеличением входной температуры количество подводимого в начальной части реактора топливного газа должно уменьшаться, т.к. уже меньшее количество

его требуется для проведения основных реакций пиролиза, что и видно из табл. 1.

Увеличение загрузки реактора при одной и той же входной температуре при-

ведет к необходимости увеличения подаваемого в каждую соответствующую зону топливного газа.

РАСЧЕТ ПРИБЫЛИ

Для того чтобы выяснить, какую прибыль может получить завод от применения предлагаемого метода позонного подвода топливного газа к поверхности реакционного змеевика по сравнению с при-

нятым методом постоянной средней теплонапряженности, в табл. 2 приведены результаты расчетов для загрузки $g^0 = 0.9722$ кг/с, соотношении водяной пар:сырьё 1.5:1 и температур на входе в реактор 775, 800 и 825 °С.

Табл. 2. Расчет прибыли от применения предлагаемого позонного подвода топливного газа

$t_0, ^\circ\text{C}$	$\sum B_k, \text{кг/с}$	$B_z \cdot \sum B_k, \text{кг/с}$	$D_6, \text{долл/ч}$	$g_{C_2H_4}, \text{кг/с}$	$g_{C_3H_6}, \text{кг/с}$	$D_1, \text{долл/ч}$	$g'_{C_2H_4}, \text{кг/с}$	$g'_{C_3H_6}, \text{кг/с}$	$D_2, \text{долл/ч}$	$(D_1 - D_2), \text{долл/ч}$	$A = (D_1 - D_2) + D_t, \text{долл/ч}$	$A_g, \text{долл/г}$	$g^0 =$	$g^0 =$
													0.69 кг/с	1.25 кг/с
													$g_{H_2O} =$	$g_{H_2O} =$
													1.04 кг/с	1.87 кг/с
													$A_g, \text{долл/г}$	$A_g, \text{долл/г}$
775	0.245	0.171	27.06	0.385	0.0065	956.64	0.3784	0.011	940.62	16.02	43.08	344640	1226080	255040
800	0.163	0.253	40.09	0.404	0.0087	1004.1	0.3969	0.012	986.77	17.31	57.40	459200	1510240	791840
825	0.081	0.335	53.09	0.418	0.0117	1039.3	0.4004	0.013	995.89	43.40	96.49	771920	1775840	992880

Расчеты проводились при числе часов работы установки в год, равном 8000, и отпускных ценах на топливо и целевые продукты по заводу: $C_t = 0.044$ долл/кг, $C_{C_2H_4} = 0.686$ долл/кг, $C_{C_3H_6} = 0.15$ долл/кг.

$$A = (D_1 - D_2) + (B_z - \sum B_k) \times C_t = (D_1 - D_2) + D_t, \quad (5)$$

где A – общая прибыль завода, долл/ч; A_g – прибыль за год, долл/г; B_z – среднезаводской расход топливного газа, кг/с; $\sum B_k$ – суммарный расход топливного газа по зонам, кг/с; C_t – отпускная цена на топливо, долл/кг; D_1 – доход от полученных целевых продуктов при позонном подводе топливного газа, долл/ч; D_2 – доход от полученных целевых продуктов при существующем методе, долл/ч; $D_1 - D_2$ – доход от увеличения выхода целевых продуктов при применении позонного метода, долл/ч; D_t – доход за счет экономии топливного газа, долл/ч.

Общая прибыль от применения предлагаемого метода будет определяться разни-

цей в количествах получаемых целевых продуктов в обоих сравниваемых способах – $(D_1 - D_2)$ и доходом от экономии топлива по сравнению со среднезаводским расходом – D_t . В табл. 2 приведены также вычисленные аналогичным образом общие прибыли для загрузок 0.69 и 1.25 кг/с, которые в I случае (0.69 кг/с) для всех температур, а во втором (1.25 кг/с) – для входных температур 800 и 825 °С значительно выше, чем для $g^0 = 0.9722$ кг/с.

Таким образом, можно сделать вывод, что выгоднее работать при меньшей загрузке, но высокой входной температуре.

РЕЗУЛЬТАТЫ ОПТИМИЗАЦИИ

На основании результатов оптимизации получено аналитическое выражение для определения необходимого количества

$$V_k = a_k + b_k(g^0 - 0.6944) + c_k(825 - t) + d_k(g^0 - 0.6944) \cdot (825 - t), \quad (6)$$

где t – текущая температура, °С.

Численные значения коэффициентов для k -ой зоны представлены в табл. 3.

Табл. 3. Численные значения коэффициентов по зонам

№ зоны	a_k	b_k	c_k	d_k
I	123.2	182.7	4.9	7.3
II	33.9	51.8	1.4	2.1
III	16.8	25.8	0.7	1.0
IV	33.5	50.9	1.4	2.1

Таким образом, сделав один раз расчет по математической модели для выбранного интервала загрузок (0.69–1.25 кг/с) и найдя для каждой из них оптимальный температурный профиль и соответственно оптимальные значения теплонапряженностей по длине радиантного змеевика, мож

подводимого к k -ой зоне топливного газа при найденном оптимальном распределении зон змеевика:

но при переходе к новым, измененным условиям на входе в реактор, не делая повторно сложных вычислительных процедур, сразу определить по предложенной формуле (6) количество подводимого к каждой зоне топливного газа, что позволит оперативно управлять процессом.

ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Нахождение по математической модели температурного профиля по длине змеевика, расчет оптимального количества зон, их длин и оптимальных количеств подводимого к ним топливного газа, а также предлагаемое на основании результатов оп

тимизации выражение для определения необходимого количества топливного газа в любых измененных условиях позволит сократить время управления процессом, получив при этом значительный экономический эффект.

ЛИТЕРАТУРА

1. Мухина Т.Н., Барабанов Н.Л., Бабаш С.Е. и др. Пиролиз углеводородного сырья. М.: Химия, 1987, 240 с.
2. Thomas P.Wampler. Applied Pyrolysis Handbook. 2 edition. - CRC Press, 2006. 304 p.
3. Андреева М.М. Профиль температур печи пиролиза этана. // Вестник Казанского технологического университета. 2006, №4, с. 80-88.
4. Lan Xing-ying, Gao Jin-sen, Xu Chun-ming, Zhang Hong-mei. Numerical Simulation on Tube-type Ethylene Pyrolyzer. // Chinese Journal of Process Engineering. 2004, V.4, No 3. P. 221-229.
5. Sandaram K.M., Froment G.F., Van Damme P.S. Coke deposition in the thermal cracking of ethane. AIChE Journal, 1981, 27(6), p. 946-951.
6. Meisong Yan. Simulation and optimization of an ethylene plant. A thesis in chemical engineering submitted to the Graduate Faculty of Texas Tech University in Partial Fulfillment of the Requirements for the Degree of Master of Science in chemical engineering. 2000. Texas. 114 p.

7. Snow R.H., Schutt H.C. Design of an Ethane Pyrolysis reactor. // Chem. Eng. Progr. 1957. V. 53. No 3. p. 133-142.
8. Введенский А.А. Термодинамические расчеты нефтехимических процессов. Л.: Гостоптехиздат, 1960, 576 с.
9. Казанская А.С., Скобло В.А. Расчеты химических равновесий. М.: Высшая школа, 1974, 288 с.
10. Масальский К.Е., Годик В.М. Пиролитические установки. М.: Химия, 1968, 143 с.

REFERENCES

1. Muhina T.N., Barabanov N.L., Babash S.E. i dr. *Piroliz uglevodorodnogo syrya* [Pyrolysis of hydrocarbon raw material]. Moscow: Himiya Publ., 1987, 240 p.
2. Thomas P. Wampler. Applied Pyrolysis Handbook. 2 edition. - CRC Press, 2006. 304 p.
3. Andreeva M.M. Profile of temperatures of ethane pyrolysis furnace. *Vestnik Kazanskogo tehnologicheskogo universiteta - Herald of Kazan Technological University*. 2006, no. 4, pp. 80-88. (In Russian).
4. Lan Xing-ying, Gao Jin-sen, Xu Chun-ming, Zhang Hong-mei. Numerical Simulation on Tube-type Ethylene Pyrolyzer. *Chinese Journal of Process Engineering*. 2004, vol.4, no 3, pp. 221-229.
5. Sandaram K.M., Froment G.F., Van Damme P.S. Coke deposition in the thermal cracking of ethane. *AIChE Journal*, 1981, 27(6), pp. 946-951.
6. Meisong Yan. Simulation and optimization of an ethylene plant. A thesis in chemical engineering submitted to the Graduate Faculty of Texas Tech University in Partial Fulfillment of the Requirements for the Degree of Master of Science in chemical engineering. 2000. Texas. 114 p.
7. Snow R.H., Schutt H.C. Design of an Ethane Pyrolysis reactor. *Chem. Eng. Progr.* 1957. vol. 53, no 3. pp. 133-142.
8. Vvedenskij A.A. *Termodinamicheskie raschety neftehimicheskikh processov* [Thermodynamic calculations of petrochemical processes]. Leningrad : Gostoptehizdat Publ., 1960, 576 p. (In Russian).
9. Kazanskaja A.S., Skoblo V.A. *Raschety himicheskikh ravnovesij* [Calculations of chemical equilibriums]. Moscow : Vishaya shkola Publ., 1974, 288 p.
10. Masal'skij K.E., Godik V.M. *Piroliznye ustanovki* [Pyrolysis plants]. Moscow : Himiya Publ., 1968, 143 p.

OPTIMAL HEAT TRANSFER ORGANIZATION IN ETHANE PYROLYSIS FURNACE

Z.A. Mamedov

*State Oil Company of the Azerbaijan Republic,
"Azerikimya" Production Association "Ethylene-Polyethylene Plant"
AZ500086, Azerbaijan, Sumgait, Samed Vurgun str.86
e-mail: zakira.mammadov@socar.az*

The article compares calculation results in keeping with a mathematical model of industrial process of ethane pyrolysis carried out at the "Ethylene-Polyethylene" plant in Sumgait-city in terms of average permanent heat stress of the radiant coil with the results of the same process calculation but with the use of the proposed method of the zonal approach of fuel gas. When applying the latter, there is an essential fuel gas saving and higher yields of target products which

ultimately provides the plant with considerable profit. Also, an expression has been suggested to determine optimum amount of fuel gas supplied to each zone.

Keywords: pyrolysis of ethane, heat stress, fuel gas, heat transfer, heat capacity, radiant coil, optimization.

ETAN PİROLİZ SOBASINDA İSTİLİK KEÇİRİCİLİYİNİN OPTİMAL TƏŞKİLİ

Z.A. Məmmədov

Azərbaycan Respublikası Dövlət Neft Şirkəti,
«Azərikimya» İB-nin «Etilen-Polietilen» zavodu,
AZ5000, Sumqayıt şəhəri, Səməd Vurğun küçəsi, 86
e-mail: zakira.mammadov@socar.az

Məqalədə Sumqayıt şəhərində yerləşən «Etilen-Polietilen» zavodunda etanın sənaye piroliz prosesinin riyazi model əsasında radiant ilanvari borusunun sabit orta istilik gərginliyini nəzərə almaqla bu prosesin təklif olunmuş yanacaq qazın sobadakı zonalar üzrə paylanması metodu ilə alınan nəticələrin müqaisəsi göstərilib. Təklif olunmuş metodla alınan nəticələr yanacaq qazın qənaətinə gətirib çıxardır və məqsədli məhsulların yüksək çıxımlarını təmin etməklə zavoda yüksək mənfəət gətirir. Yanacaq qazın sobadakı hər bir zona üzrə paylanmasının optimal miqdarının təyin olunması üçün xüsusi riyazi ifadə tərtib olunub.

Açar sözlər: etanın pirolizi, istilik gərginliyi, yanacaq qazı, istilik keçiricilik, istilik tutumluq, ilanvari radiant boru, optimallaşdırma.

Поступила в редакцию 23.08.2017.