

6
А-43

СОВЕТ АЗЕРБАЙДЖАНСКОГО
ОРДЕНА ТРУДОВОГО КРАСНОГО ЗНАМЕНИ
ИНСТИТУТА НЕФТИ И ХИМИИ им. М. АЗИЗБЕКОВА
ПО ПРИСУЖДЕНИЮ УЧЕНЫХ СТЕПЕНЕЙ
ПО ЭНЕРГЕТИКЕ И АВТОМАТИЗАЦИИ
ПРОИЗВОДСТВЕННЫХ ПРОЦЕССОВ

На правах рукописи

Ш. А. НАГИЕВ

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПИРОЛИЗА
ЖИДКИХ УГЛЕВОДОРОДОВ В «ЭТИЛЕНОВОМ
РЕЖИМЕ» С ЦЕЛЬЮ ОПТИМАЛЬНОГО УПРАВЛЕНИЯ

(254 — АВТОМАТИЧЕСКОЕ УПРАВЛЕНИЕ И РЕГУЛИРОВАНИЕ
НЕФТЕХИМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ)

А В Т О Р Е Ф Е Р А Т

диссертации, представленной на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Научный руководитель —
проф. И. А. ИБРАГИМОВ

Баку — 1968

СОВЕТ АЗЕРБАЙДЖАНСКОГО ОРДЕНА ТРУДОВОГО КРАСНОГО ЗНАМЕНИ
ИНСТИТУТА НЕФТИ И ХИМИИ ИМ.М.АЗИЗБЕКОВА ПО ПРИСУЖДЕНИЮ
УЧЕНЫХ СТЕПЕНЕЙ ПО ЭНЕРГЕТИКЕ И АВТОМАТИЗАЦИИ
ПРОИЗВОДСТВЕННЫХ ПРОЦЕССОВ

На правах рукописи

Ш.А.НАГИЕВ

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССА ПИРОЛИЗА ЖИДКИХ
УГЛЕВОДОРОДОВ В "ЭТИЛЕНОВОМ РЕЖИМЕ" С ЦЕЛЬЮ
ОПТИМАЛЬНОГО УПРАВЛЕНИЯ

(254 - Автоматическое управление и
регулирование нефтехимических
процессов)

А В Т О Р Е Ф Е Р А Т

диссертации, представленной на соискание
ученой степени кандидата технических наук

Научный руководитель
проф. И.А.ИБРАГИМОВ

В В Е Д Е Н И Е

Планом развития народного хозяйства СССР предусматривается развитие промышленности органического синтеза.

На современном этапе этилен является основным видом сырья тяжелого органического синтеза. Из этилена получают более 300 органических продуктов, среди которых наиболее важными являются полиэтилен, окись этилена, этиловый спирт и др.

В настоящее время процесс пиролиза занимает ведущее место в производстве этилена.

Для повышения технико-экономических показателей промышленных пиролизных процессов существенное значение имеет усовершенствование новых агрегатов и технологических схем.

Так как в производственных условиях часто имеют изменения качества и количества сырья пиролиза, то при этом невозможно обеспечить высокие технико-экономические показатели без применения систем оптимального управления этим процессом. Для оптимального управления таким быстротекающим процессом как пиролиз (1 - 2 сек) необходимо разработать такую систему управления, которая позволила бы получить информацию о результатах управления достаточно быстро.

Необходимо отметить, что путем пиролиза газообразных углеводородов невозможно обеспечить требуемую потребность этилена в промышленности. Поэтому, хотя пиролиз газообразных углеводородов в промышленном производстве этилена занимает ведущее место, с каждым годом возрастает значение жидких углеводородов в качестве сырья пиролиза для полу-

чения этилена. Что касается вопроса управления процессом пиролиза жидких углеводородов, то в литературе он до настоящего времени не освещался.

В настоящей работе автором впервые сделана попытка исследовать ряд вопросов связанных с оптимальным управлением процессом пиролиза жидких углеводородов в производстве этилена. Как известно в промышленных условиях пиролиз жидких углеводородов в отличие от пиролиза газообразных углеводородов производится при более умеренных температурах (750-800°C). Эмпирические уравнения для пиролиза газообразных углеводородов в трубчатых печах не могут быть использованы для описания пиролиза жидких углеводородов, имеющего свои границы изменчивости параметров.

Задача комплексной автоматизации процесса пиролиза жидких углеводородов может быть решена на основании детального изучения автоматизируемого объекта, знания его статических и динамических характеристик, а также математического описания процесса, раскрывающего зависимость оптимального, экономически наиболее выгодного технологического режима от значений отдельных параметров процесса.

Создание рациональной системы автоматического управления процессом пиролиза жидких углеводородов в различных реакционных аппаратах связано с решением следующих самостоятельных задач.

1. Изучение закономерности процесса пиролиза жидких углеводородов в различных реакционных устройствах.
2. Создание математической модели процесса пиролиза жидких углеводородов в "этиленовом режиме" для различных реакционных аппаратов.
3. Анализ динамических характеристик различных реакционных устройств для составления рациональных систем оптимального управления.
4. Создание алгоритма управления на основе математической модели и сформулированного критерия оптимизации.

Теоретические и экспериментальные исследования настоящей диссертационной работы были направлены на разрешения этих задач.

Экспериментальная работа проводилась во Всесоюзном научно-исследовательском технологическом институте по получению и переработке низкомолекулярных олефиновых углеводородов (ВНИИОЛЕФИН).

Работа состоит из 4 глав. В конце работы даются выводы и рекомендации.

В главе I приводится анализ технологических особенностей пиролиза жидких углеводородов в различных реакционных аппаратах и анализ современного состояния автоматизации этого процесса в СССР и за рубежом, формулируются основные задачи работы.

Глава II посвящена разработке математической модели процесса пиролиза жидких углеводородов в различных реакционных аппаратах.

Глава III посвящена исследованию динамических характеристик реактора термодиффузионного пиролиза и разработке упрощенного метода определения коэффициентов передаточной функции по заданной кривой разгона регулируемого объекта.

В главе IV обосновывается выбор критерия оптимальности и предлагается система оптимального управления процессом пиролиза жидких углеводородов, обеспечивающая наименьшие затраты на заданную выработку этилена.

I. АНАЛИЗ СОСТОЯНИЯ АВТОМАТИЗАЦИИ И ПОСТАНОВКА ЗАДАЧИ ИССЛЕДОВАНИЯ ВОПРОСА ОПТИМАЛЬНОГО УПРАВЛЕНИЯ ПРОЦЕССОМ ПИРОЛИЗА ЖИДКИХ УГЛЕВОДОРОДОВ В "ЭТИЛЕНОВОМ РЕЖИМЕ"

В настоящее время в зависимости от метода подвода тепла различают следующие термические процессы пиролиза жидких углеводородов для получения этилена.

1. Пиролиз в трубчатых печах
2. Пиролиз с твердым теплоносителем
3. Пиролиз с газовым теплоносителем
4. Пиролиз с жидким теплоносителем.

Независимо от способа подвода тепла реакционный аппарат является основным ответственным объектом в технологической цепи пиролизной установки, от режима которого главным образом зависят качество и количество получаемых продуктов.

На основании исследования работы промышленных реакционных аппаратов пиролизных установок жидких углеводородов было установлено, что основными возмущающими факторами влияющими на результаты процесса пиролиза являются: изменения качества и количества сырья, изменения параметров топлива и пара и др.

В настоящее время большинство параметров (температура реакции, расход сырья и др.) характеризующих режим процесса поддерживается на некотором заданном уровне автоматическими регуляторами.

Необходимые для управления процессом анализа качества сырья и продуктов производятся, в основном, лабораторным методом и поступают на установку с большим запаздыванием.

Такое состояние аналитического контроля производства не позволяет оперативно управлять процессами, т.к. в интервалах времени между анализами осуществляется лишь контроль и регулирование косвенных параметров.

Нарушения или какие-либо отклонения от заданного режима при больших производственных мощностях современных пиролизных установок, могут вызвать при потерях даже десятых долей процента ценных продуктов существенные убытки производства.

Все изложенное позволяет заключить, что особую роль в комплексной автоматизации такого быстропротекающего процесса как пиролиз жидких углеводородов призваны сыграть новые виды самонастраивающихся систем, которые путем непрерывного поиска находят оптимальный режим в соответствии с изменившимися рабочими условиями технологического процесса.

Для создания таких систем необходима разработка математической модели процесса, связывающей наиболее важные технологические параметры.

При математическом описании процесса пиролиза жидких углеводородов для автоматического управления важное значение имеет возможность непосредственного измерения параметров

входящих в модель процесса.

В связи с тем, что в настоящее время отсутствует прикладная кинетика процесса пиролиза, автором исследована возможность создания математической модели процесса пиролиза экспериментальным путем. При этом ставилась задача разработки, в определенном смысле, общей модели пиролиза жидких углеводородов.

II. РАЗРАБОТКА МАТЕМАТИЧЕСКОЙ МОДЕЛИ ПРОЦЕССА ПИРОЛИЗА ЖИДКИХ УГЛЕВОДОРОДОВ В "ЭТИЛЕНОВОМ РЕЖИМЕ" В РАЗЛИЧНЫХ РЕАКЦИОННЫХ АППАРАТАХ.

В связи с отсутствием прикладной кинетики процесса пиролиза жидких углеводородов, влияние параметров (температура реакции, время контакта, качество сырья и т.д.) на выход этилена был изучен рядом авторов экспериментальным путем. Эти эксперименты проводились как в лабораторных так и в промышленных условиях и были, в основном, направлены на выбор сырья для производства, как непредельных так и ароматических углеводородов, определение влияния разбавителя - водяного пара, крекинг газа, метана и др.; для выявления преимущества того или иного реакционного устройства, технологических схем и оптимальных условий процесса при конкретно заданном сырье. В этих работах не ставилась цель создать математическую модель процесса, поэтому не рассматривалась такая важная задача, как влияние конструктивных особенностей реакционного аппарата на общую закономерность процесса пиролиза, что является важным для последующей возможности создания универсальной модели процесса.

Проведенный анализ имеющихся в этих работах экспериментальных данных показывает, что имеющиеся в литературе данные недостаточны для создания математической модели процесса пиролиза жидких углеводородов, так как пределы изменения параметров не охватывают условий процесса пиролиза различных промышленных аппаратов.

В то же время, анализ этих экспериментальных данных показал, что независимо от типа реактора, на котором был проведен эксперимент, такие параметры процесса пиролиза, как

время контакта и температуры реакции при их небольших изменениях взаимозаменяемы при получении одинаковых количеств (в процентах) близких по составу низкомолекулярных олефинов (этилен, пропилен, бутилен и др.).

Как и во многих других химических процессах для пиролиза затруднительно выявить непосредственную зависимость между всеми факторами процесса (качество сырья, параметры процесса и др.) и его результатами, в частности, выходами целевых продуктов. Поэтому приходится ограничиться определенной взаимосвязью комплекса параметров и образованьем одного из конечных компонентов, характеризующих результаты процесса, при условии сохранения всех прочих факторов постоянными. Наиболее подходящими для этой цели параметрами процесса пиролиза являются максимальная температура реакции и время контакта.

Выбор такого комплексного параметра помимо решения задачи автоматического управления процессом мог бы существенно облегчить обработку экспериментов и выбор оптимальных условий пиролиза углеводородного сырья.

Следовательно при высоких температурах возможно, регулируя время контакта, получить продукты того же количества (в процентах) и качества, что и при низких температурах, но следовательно при большем времени контакта. Н. Ликден и др. на базе обработки лабораторных экспериментальных данных предложили использовать при времени контакта более 3 сек и температуре реакции выше 700°C взаимозаменяемость времени контакта и температуры реакции определяемую следующей зависимостью.

$$W_1 = (1,8t + 32)\theta^{0,06} \quad (1)$$

где W_1 - комплексный параметр жесткости, определяющий заданную величину выхода этилена;

t - температура реакции °C;

θ - время контакта, сек.

В отечественной литературе при обработке экспериментальных данных пиролиза широкой-этан-пропановой фракции

для температур реакции 800-840°C и времени контакта 0,6 - 1,3 сек было использовано уравнение вида

$$W_2 = t\theta^{0,06} \quad (2)$$

где t - температура реакции °C;

θ - время контакта, сек.

Так как выражения (1) (2) являются эмпирическими и могут быть использованы в определенных интервалах и не охватывают рабочие интервалы процесса пиролиза жидких углеводородов на промышленных объектах, автором сделана попытка определить достаточно точную закономерность взаимозаменяемости в интервале температур реакции 750-800°C и времени контакта 0,6 - 2,2 сек для получения одинаковых количеств (в процентах) этилена.

Экспериментальные исследования взаимозаменяемости времени контакта и температуры реакции на конкретном промышленном реакторе имеют тот недостаток, что эмпирическое уравнение полученное на указанном объекте имеет узкий предел взаимозаменяемости, так как в промышленных условиях не всегда возможно в широких пределах изменять производительность и температуру реакции. Поэтому целесообразно получение указанной зависимости на лабораторных установках, где могут быть варьированы необходимые параметры в требуемых широких пределах. В целях обобщения зависимости взаимозаменяемости температуры реакции и времени контакта были поставлены опыты на лабораторной модели процесса пиролиза как для легкого так и тяжелого вида сырья.

Пиролизу подвергался легкий бензин с плотностью $d_4^{20} = 0,71 \text{ г/м}^3$ фракции 140-200°C карадагского конденсата с плотностью $d_4^{20} = 0,79 \text{ г/см}^3$ и вакуумный отгон с плотностью $d_4^{20} = 0,88 \text{ г/м}^3$. Опыт проводился в интервале контакта 0,6 - 2,2 сек и температуре 750 - 800°C.

Результаты эксперимента показали, что для всех вышеуказанных видов сырья выход этилена увеличивается с увеличением времени контакта (0,6 - 2,2 сек) и температуры реакции (от 750 до 800°C). Оказалось, что условия опти-

мального "этиленового режима" пиролиза для различных видов сырья существенно не отличаются и находятся в пределах времени контакта 0,8 ± 1,1 сек и температуры реакции 780 ± 800°C.

Независимо от вида пиролизного сырья на выход этилена, в расчете на пропущенное сырье, сильнее влияет температура реакции, чем время контакта.

Проведенные нами эксперименты показали, что уравнения (1) (2) недостаточно точно удовлетворяют взаимозаменяемости времени контакта и температуры реакции для получения одинаковых количеств (в процентах) этилена.

Так расчет показал, что одинаковый выход этилена получается если изменить в уравнениях (1) (2) значение степени времени контакта в отдельных случаях от 0,025 до 0,045. Если при этом принять величину степени времени контакта 0,06 то, как показывают экспериментальные данные, изменение функции жесткости на 1,5 - 2% приводит к изменению выхода этилена на 2 ± 3% (абсолютных). Так как к уравнениям, используемым в системах автоматического управления предъявляется требование большой точности, то потребовалось выявить более точные закономерности комплексного параметра.

В результате обработки полученных экспериментальных данных процесса пиролиза жидких углеводородов было выявлено, что для получения одинакового выхода этилена можно предложить уравнение для комплексного параметра следующего вида

$$W_3 = (t - 250) \theta^{0,06} \quad (3)$$

где t - температура реакции °C;

θ - время контакта, сек.

Для сравнения, в работе приводятся результаты вычисленной величины функции жесткости по уравнениям (1) (2) (3). Для проверки были использованы также данные Научно-исследовательского института синтетического спирта (НИИСС, Куйбышевского филиала НИИСС, ИНХП АН Азерб.ССР, Славянского химического комбината и др.

Результаты проверки показали, что предложенное нами уравнение (3) описывает результаты процесса пиролиза различных видов сырья в различных реакционных аппаратах с более высокой степенью приближения, чем ранее известные уравнения (1) (2).

Для выработки заданного количества этилена в оптимальных условиях процесса требуется непрерывная информация как о параметрах процесса (температура реакции и время контакта), так и о качестве сырья, поступающего на пиролизную установку. Как известно, качество пиролизного сырья можно характеризовать отношением содержания углерода к водороду в сырье ($\frac{C}{H}$).

Однако в настоящее время применение в промышленных условиях существующих методов измерения отношения ($\frac{C}{H}$) представляет большую трудность и требует сложной, дорогостоящей аппаратуры, которая еще недостаточно надежна.

Поэтому в настоящей работе была исследована возможность приближенной оценки качества сырья жидких углеводородов по косвенным, просто измеряемым показателям. Нами получена эмпирическая зависимость между отношением содержания углерода к водороду ($\frac{C}{H}$) в сырье и его плотностью при нормальных условиях

Данная зависимость в интервале плотности 0,688 до 0,95 г/см³ и $\frac{C}{H} = 5,4 \pm 7,5$ для сырья пиролиза описывается следующим уравнением

$$\frac{C}{H} = 2,1 e^{1,34 d_4^{20}} \quad (4)$$

где d_4^{20} - плотность сырья при нормальных условиях.

Для расчета выхода этилена на пропущенное сырье в интервале времени контакта 0,6 ± 2,2 сек и температуры 750 - 800°C и в зависимости от качества исходного сырья была получена следующая зависимость

$$C_2H_4 (\% \text{ вес}) = \left(\frac{104}{e^{1,34 d_4^{20}}} - 6 \right) e^{\left[- \left(\frac{W_3 - 576}{33,6 e^{1,34 d_4^{20}}} \right)^2 \right]} \quad (5)$$

где W_3 - определяется по уравнению (3)

Данное уравнение (5) выведено на базе обработки экспериментальных данных процесса пиролиза жидких углеводородов, полученных на лабораторном реакторе, и поэтому при применении этого уравнения для расчета выхода этилена на конкретном промышленном реакторе будет иметь место несовпадение результатов расчета с действительным выходом на объекте.

В этой связи рассматривалась возможность распространения модели процесса пиролиза, полученной для лабораторного реактора, на реакторы промышленные.

Как уже отмечалось качественная характеристика процесса пиролиза, а именно взаимозаменяемость времени контакта и температуры реакции практически не зависит от вида пиролизного сырья и типа реакционного устройства, на котором проводился эксперимент, и описывается уравнением (3).

Расчет показал, что разница между экспериментальными результатами промышленного процесса пиролиза жидких углеводородов, проводимых в различных реакционных аппаратах, и значения вычислений по формуле (5) приблизительно постоянна (см. таблицу I), и эту разницу можно рассматривать практически как свободный постоянный член, который необходимо ввести в уравнение (5) при переходе к тому или иному промышленному реакционному аппарату.

Тогда уравнение (5) примет вид

$$C_2H_4(\% \text{ вес}) = \left(\frac{104}{e^{1,34 d_4^{20}} - 6} \right) e^{\left[- \left(\frac{W_3 - 576}{33,6 e^{1,34 d_4^{20}}} \right) \right]^2} \pm A \quad (6)$$

где A — постоянная величина характеризующая особенность изучаемого реакционного аппарата.

Использование уравнения (6) для различных реакционных аппаратов требует определения только постоянной величины " A ".

Чтобы определить величину " A " необходимо использовать экспериментальные данные изучаемого реакционного аппарата. Подставляя в уравнение (6) значений всех параметров процесса (температура реакции, время контакта и качество сырья) и соответствующие величины выхода этилена в данном реакционном аппарате при некотором его режиме определяем величину " A ".

Таблица I

Тип реактора	Температура реакции	Время контакта, сек	Плотность сырья	Выход этилена % вес на пропущенное сырье		Разница	Средняя разница
				эксперим.	расчет по формуле (5)		
I Двухпоточная промышленная трубчатая печь	780	0,9	0,75	22	24,2	-2,2	
	800	0,9	"	25,5	29,0	-3,5	
	780	1,06	"	22,2	25,0	-2,8	-2,75
	800	1,06	"	27,5	30	-2,5	
Термоконтактный аппарат	750	1,6	0,7768	27,0	20,2	+6,8	
	775	1,5	"	30,92	24,5	+6,42	
	800	1,4	"	36,6	30,3	+6,3	
	750	1,5	0,8449	27,5	20,2	+7,3	+6,554
	775	1,5	"	33,5	26,2	+7,3	
	750	1,5	0,86	29	23,8	+5,2	
II Двухпоточная промышленная трубчатая печь	760	0,85	0,77	17,05	17,5	-0,45	
	760	1,0	"	20	19,3	+0,7	
	780	0,85	"	22,3	23,7	-0,8	
	780	1,0	"	25,0	24,24	+0,8	-0,24
	800	0,85	"	25,0	26	-1,0	
	800	1,0	"	27,3	28,2	-0,9	

Этим способом в настоящей работе получена математическая модель процесса пиролиза жидких углеводородов для двух промышленных печей, одной полупромышленной печи и термодатного аппарата.

Полученные уравнения позволяют рассчитать выход этилена с погрешностью не более $\pm 5\%$ относительных.

Количество вырабатываемого этилена в зависимости от качества сырья и комплексного параметра определяется следующим уравнением

$$G_{в.эт} = \frac{C_2 H_4 (\% \text{ вес}) \cdot G_{ср}}{100} \quad (7)$$

где $C_2 H_4$ (% вес) определяется по уравнению (6);

$G_{ср}$ - оптимальное количество сырья, обеспечивающего требуемую выработку этилена в заданном режиме.

III. ИССЛЕДОВАНИЕ ДИНАМИЧЕСКИХ ХАРАКТЕРИСТИК РЕАКЦИОННОГО АППАРАТА ТЕРМОКОНТАКТНОГО ПИРОЛИЗА И УПРОЩЕННЫЙ МЕТОД ОПРЕДЕЛЕНИЯ КОЭФФИЦИЕНТОВ ПЕРЕДАТОЧНЫХ ФУНКЦИЙ

Если динамические характеристики печей пиролиза достаточно изучены, то динамические характеристики реакционного аппарата термодатного пиролиза нуждаются в изучении.

В работе применен метод экспериментального определения динамических характеристик реактор-регенеративного аппарата по временным характеристикам (кривым разгона). Передаточные функции реактор-регенеративного аппарата по важнейшим каналам, рассчитанные по полученным кривым разгонов методом М.П.Симон, имеют следующий вид.

По каналу: топливо-температура "кипящего слоя"

$$K(p) = \frac{e^{-0,75p}}{1,986p^2 + 3p + 1} \quad (8)$$

по каналу: "расход теплоносителя - температура продукта на входе реактора"

$$K(p) = \frac{0,77e^{-0,1334p}}{0,633p+1} \quad (9)$$

по каналу "расход теплоносителя - температура продукта на выходе реактора"

$$K(p) = \frac{0,6e^{-0,1334p}}{0,206p^2 + 1,069p+1} \quad (10)$$

по каналу "сырье - температура продукта на входе реактора"

$$K(p) = \frac{0,5e^{-p}}{0,687p+1} \quad (11)$$

по каналу /сырье - температура продукта на выходе реактора"

$$K(p) = \frac{0,4e^{-p}}{0,23p^2 + 1,08p+1} \quad (12)$$

Известно, что одним из распространенных в настоящее время методов определения коэффициентов передаточных функций по кривым разгонам является метод площадей, предложенный М.П.Симон. Определение площадей по методу М.П.Симон, по которым рассчитывают коэффициенты дифференциального уравнения, является трудоемкой и длительной процедурой.

В настоящей работе найдена связь между величинами параметров в переходном процессе и площадями, которые определяются следующими уравнениями

$$\frac{b_x}{b_n} = \frac{t_{пер} - F_1}{t_{пер}} \quad (13)$$

$$\frac{b_y}{b_x} = \frac{F_1 - \sqrt{F_2}}{F_1} \quad (14)$$

$$\frac{\sigma_z}{\sigma_y} = \frac{\sqrt{F_2} - \sqrt[3]{F_3}}{\sqrt{F_2}} \quad (15)$$

где $\sigma_n, \sigma_x, \sigma_y, \sigma_z$, величина параметра в переходном процессе;

F_1, F_2, F_3 - площади.

На основе уравнений (13) (14) (15) предлагается упрощенный графический экспресс-метод определения площадей по заданным кривым разгона, для чего требуется не более 3 минут.

Чтобы определить (см. рис. 1) площадь F_1 , надо точку A'_1 на оси ординат, соответствующую потенциальному значению параметра (σ_n) соединить с точкой B на оси абсцисс, соответствующей величине полного времени переходного процесса ($t_{пер}$).

Из точки пересечения этой прямой с кривой разгона (точка K_1) опускаем перпендикуляр на ось абсцисс. Полученное при этом время будет численно равно площади F_1

$$F_1 = OB_1 \text{ мин};$$

Для определения площади F_2 нужно соединить точку A'_2 соответственно ординате точки K_1 , с точкой B_1 , соответствующей абсциссе точки K_1 . Затем из точки пересечения этой прямой с кривой разгона (точка K_2) опускаем перпендикуляр на ось абсцисс. Площадь F_2 - есть квадрат получаемой при этом величины времени.

$$F_2 = OB_2^2 \text{ мин}^2;$$

Чтобы найти площадь F_3 , соединяем точку A'_3 , соответствующую ординате точки K_2 , с точкой B_2 , соответствующей абсциссе точки K_2 . Затем из точки пересечения этой прямой с кривой разгона (точка K_3) опускаем перпендикуляр на ось абсцисс. Площадь F_3 - есть куб получаемой при этом величины времени и т.д.

$$F_3 = OB_3^3 \text{ мин}^3;$$

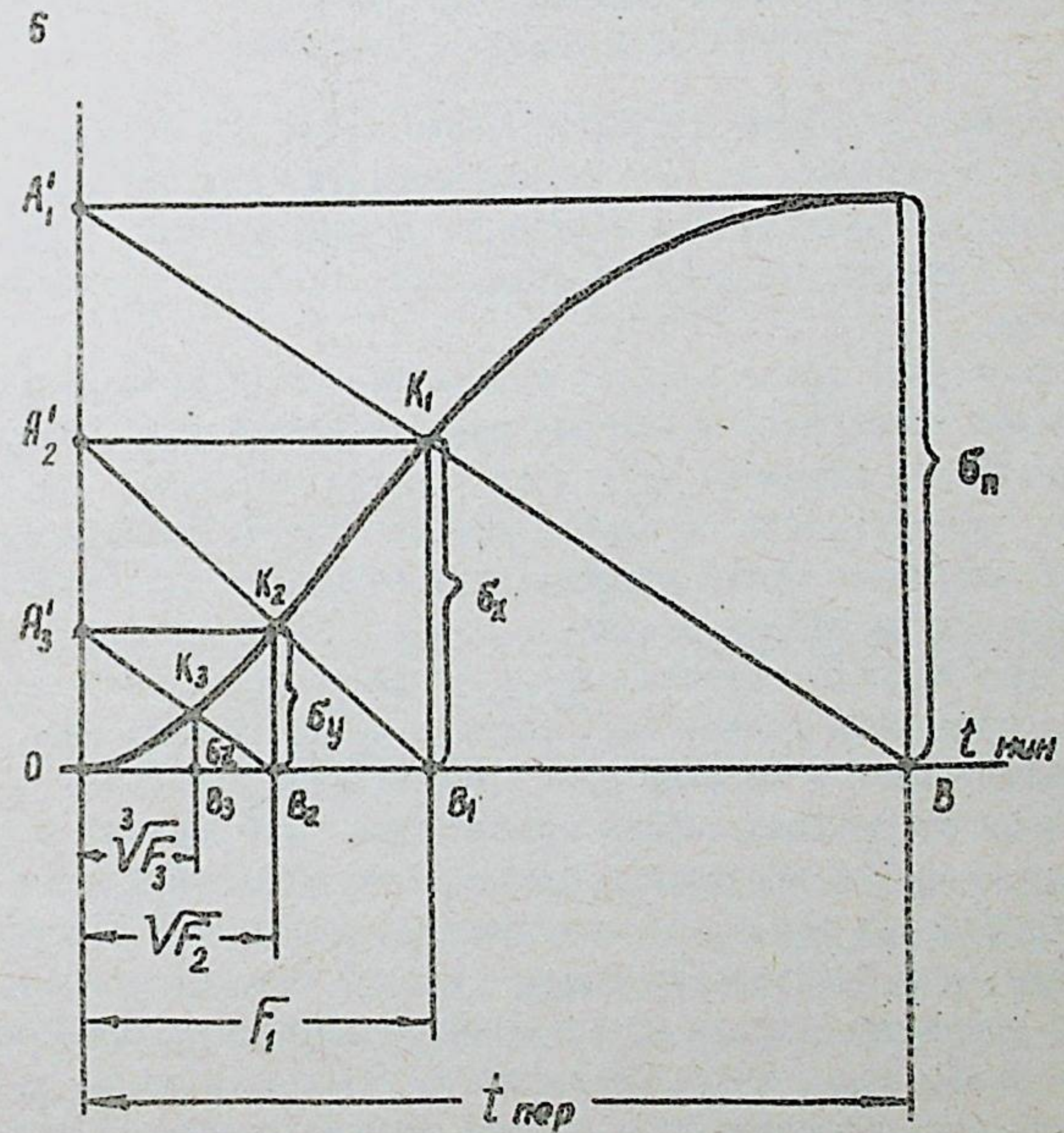


Рис. 1.

Определения площадей по предлагаемой методике проверялись на базе обработок многих экспериментальных данных (150 + 200 кривых разгона). При этом имела место погрешность не более $\pm 6\%$ относительных.

IV. ВЫБОР КРИТЕРИЯ УПРАВЛЕНИЯ И СИСТЕМА АВТОМАТИЧЕСКОГО УПРАВЛЕНИЯ ПРОЦЕССОМ ПИРОЛИЗА ЖИДКИХ УГЛЕВОДОРОДОВ В "ЭТИЛЕНОВОМ РЕЖИМЕ"

В начале развития нефтехимических процессов этилен применяли в основном для получения этилового спирта, для алкилирования бензола, для получения хлорпроизводных и др. Поэтому к качеству этилена не предъявлялись особые жесткие требования.

В последнее время в связи с переходом к производству полиэтилена требования к чистоте этилена повысились. Содержание некоторых примесей допускается менее десятичных долей процента, концентрация же самого этилена должна составлять 99,9%. В настоящее время общепринятой схемы процесса выделения этилена из этиленсодержащих газов не существует. Поэтому для каждого состава пирогаза при заданной чистоте конечных продуктов должна быть создана принципиально своя оптимальная схема и выбраны свои оптимальные параметры.

Исходя из анализа работы промышленных реакционных аппаратов процесса пиролиза, в диссертации в качестве критерия оптимальности для управления процессом пиролиза жидких углеводородов в "этиленовом режиме" принят технико-экономический критерий. Данный критерий сформулирован следующим образом: обеспечение заданной выработки этилена с малым изменением состава пирогаза с наименьшими затратами. В процессе пиролиза жидких углеводородов определение удельной величины затрат на единицу продукции является сложной задачей.

В настоящей работе сделана попытка найти приближенное решение этого вопроса, как на базе статических данных действующих установок, так и по показателям проектируемых. Анализ большого числа данных, собранных с промышленных пиро-

лизных установок, позволили предложить для определения удельных затрат на единицу продукции (этилена) следующую эмпирическую формулу

$$\beta = \frac{(A_2 G_{cp} + A_3 G_n + A_4 G_m + A_5 G_3) \{1 + 2,33 [1 + 0,04(W_p - W_c)]\}}{G_{в.эт.}} \quad (16)$$

где β - удельная величина затрат на единицу продукции (этилена);

A_2 - стоимость сырья пирогаза;

A_3 - стоимость пара;

A_4 - стоимость топлива;

A_5 - стоимость электроэнергии;

G_{cp} - расход сырья;

G_n - расход пара;

G_m - расход топлива;

G_3 - расход электроэнергии;

W_p - функция жесткости, обеспечивающая заданную выработку этилена;

W_c - функция жесткости, обеспечивающая заданный состав пирогаза.

На основе полученной модели процесса и выбранного критерия оптимальности разработан алгоритм оптимального управления процессом пиролиза жидких углеводородов в "этиленовом режиме". Последовательность управления производится следующим образом.

Информация, полученная от датчиков температуры реакции, времени контакта (расхода сырья и пара), качества сырья (плотность сырья α_4^{20}), подается на вход блока вычисления выработки этилена, где в вычислительном устройстве (ВУ-1) по формуле (6) подсчитывается текущее значение выработки этилена. При возникновении рассогласования текущего значения выработки этилена от заданной отрабатывается команда, изменяющая задание регулятора расхода сырья, тем самым при

заданной температуре реакции обеспечивается требуемая выработка этилена. Затем в схему управления включается блок оптимизации и на вычислительном устройстве (ВУ-2) подсчитывается по формуле (13) текущее значение удельной затраты. В оптимизаторе запоминается текущее значение удельной затраты и отрабатывается сигнал на изменение задания регулятора температуры реакции. Причем на значение величины температуры реакции наложено ограничение ($t \leq 800^\circ\text{C}$).

При новом значении температуры реакции путем воздействия на регулятор расхода обеспечивается заданная выработка этилена. Затем в вычислительном устройстве (ВУ-2) блока оптимизации по формуле (13) подсчитывается новое значение удельной затраты, соответствующей параметрам нового режима. Это значение удельной затраты сравнивается с величиной удельной затраты, внесенной в память оптимизатора при предыдущем шаге.

В результате определяется направление воздействия (увеличение или уменьшение температуры реакции) на объект для поиска экстремума, обеспечивающего условия наименьшей затраты средств на заданную выработку этилена.

Следует отметить, что реализация предлагаемой системы автоматического управления не может вызывать технических затруднений, так как требуемую информацию для модели процесса и критерия оптимальности достаточно получить с простых и надежных измерительных приборов таких как, дифманометры, измерители температуры и плотности жидкости.

Вычислительные устройства, требуемые для системы управления, легко могут быть реализованы как на элементах электро- так и пневмоавтоматики.

ВЫВОДЫ И РЕКОМЕНДАЦИИ

На основе теоретических и экспериментальных исследований вопроса оптимального управления процессом пиролиза жидких углеводородов в "этиловом режиме" получены следующие результаты.

1. Параметры (время контакта и температура реакции) оптимального этиленового режима для жидких нефтяных углеводородов находятся в пределах $0,8 \div 1,2$ сек и $t = 780 \div 800^\circ\text{C}$; а выход этилена зависит от качества пиролизуемого сырья.

2. Предложена функция жесткости $W_3 = (t - 250)\theta^{0,06}$ для обработки экспериментальных данных процесса пиролиза и для автоматического управления в интервале времени контакта до 2,2 сек и температуре выше 700°C . Данная формула описывает результаты пиролиза различных видов сырья в различных реакционных аппаратах с более высокой степенью приближения по сравнению с ранее предложенными формулами.

3. Согласно выявленной закономерности между соотношением углерода к водороду и плотностью сырья при нормальных условиях, показал, что характеристикой качества пиролизного сырья может быть принята его плотность при нормальных условиях, что позволяет при создании системы автоматического управления процессом использовать стандартный и надежный прибор-плотномер жидкости.

4. Разработана и проверена методика получения математической модели процесса пиролиза для лабораторной установки, а так же разработан способ перехода от модели лабораторной установки к промышленным реакторам различной конструкции.

5. Указанным способом получены математические модели для двух промышленных печей пиролиза жидких углеводородов различной производительности, для одной печи полупромышленной установки и для реактора термоконтактного пиролиза. Полученные уравнения позволяют рассчитать выход этилена с погрешностью не более $\pm 5\%$ относительных.

6. Сформулирован математический критерий оптимального управления.

7. Предложена система оптимального управления процессом пиролиза жидких углеводородов в "этиловом режиме".

8. Получены и исследованы динамические характеристики реактор-регенеративного аппарата термоконтактного пиролиза.

9. Предложен упрощенный графический экспресс-метод определения коэффициентов передаточных функций по кривым разгона

ОСНОВНЫЕ РАЗДЕЛЫ ДИССЕРТАЦИИ ОПУБЛИКОВАНЫ
В СЛЕДУЮЩИХ СТАТЬЯХ:

1. ИБРАГИМОВ И.А., НАГИЕВ Ш.А. Определение динамических характеристик реактор-регенеративного аппарата термо-контактного пиролиза. "Нефть и газ", № 2, 1965.
2. ИБРАГИМОВ И.А., НАГИЕВ Ш.А. Анализ факторов, влияющих на процесс пиролиза в "этиленовом режиме" и выявление параметров автоматического регулирования. "Нефть и газ" № 3, 1965.
3. НАГИЕВ Ш.А. Обработка экспериментальных данных пиролиза углеводородов для автоматического управления процессом. "Нефть и газ" № 8, 1965.
4. НАГИЕВ Ш.А. Оптимизация процесса пиролиза жидких углеводородов в "этиленовом режиме". Материалы I республиканской научно-технической конференции молодых ученых (аспирантов и диссертантов) г.Баку, 1966.

По вопросам, связанным с темой диссертационной работы сделаны доклады:

1. На отчетной научно-технической конференции АЗИНЕФТЕХИМА им.М.Азизбекова, Баку, май, 1964.
2. На отчетной научно-технической конференции АЗИНЕФТЕХИМА им.М.Азизбекова, Баку, апрель, 1965.
3. На I республиканской научно-технической конференции молодых ученых (аспирантов и диссертантов) Баку, март, 1966.
4. На отчетной научно-технической конференции АЗИНЕФТЕХИМА им.М.Азизбекова, Баку, апрель, 1967.

5. На семинарном заседании сектора "Статические методы управления" лаборатории общей механики и гидродинамики ВЦ АН СССР - Москва, июнь, 1966.
6. На отчетной научно-технической конференции АЗИНЕФТЕХИМА им.М.Азизбекова, Баку, апрель, 1967.
7. Институте Кибернетики АН Азерб.ССР, ноябрь, 1967.
8. Институте Энергетики им.Есьмана Азерб.ССР, Баку, декабрь, 1967.