

**ХИМИЯЛЫК ТЕХНОЛОГИЯ**  
**ХИМИЧЕСКАЯ ТЕХНОЛОГИЯ**  
**CHEMICAL ENGINEERING**

*Идиев М.Т., Шерматов Н., Файзуллоев У.Н., Сафаров Б.С.*

**ТЕХНИКО-ЭКОНОМИЧЕСКАЯ ОЦЕНКА ПЛАЗМОХИМИЧЕСКОГО МЕТОДА  
 ПОЛУЧЕНИЯ ЦИАНИСТОГО ВОДОРОДА В АЗОТНОЙ ПЛАЗМЕ**

*M.T. Idiev, N. Shermatov, U.N. Fayzulloev, B.S. Safarov*

**TECHNICAL AND ECONOMIC ESTIMATION OF THE PLASMOCHEMICAL METHODS  
 FOR PRODUCTION OF CYANIC HYDROGEN IN NITRIC PLASMA**

УДК: 662.665.761

*Проведением материального и теплового баланса процесса синтеза цианистого водорода и ацетилена из газоконденсатов в азотной плазме установлено, что себестоимость плазмохимического пиролиза газоконденсатов почти в два раза ниже, чем в способах ныне применяемых в промышленности. Показано, что присутствие ацетилена и других газов не влияет на конечный выход получаемого продукта - цианистого водорода 95-98% чистоты.*

**Ключевые слова:** процесс, водород, схема, технологические решения, очистка, стадия.

*By carrying out material and thermal balance of process of synthesis of cyanic hydrogen and acetylene of gas condensates in nitric plasma it is established that cost of plasmochemical pyrolysis of gas condensates is almost twice lower, than in the ways which are nowadays applied in the industry. It is shown that presence of acetylene and other gases does not influence a final exit of the received product - cyanic hydrogen of 95-98% of purity.*

**Key words:** process, hydrogen, scheme, technology-cal solution, purification, stage.

Ранее [1-4] исследованием процессов затопления плазменной струи азота в жидкие нефтепродукты было обнаружено образование наряду с непредельными углеводородами и цианистого водорода.

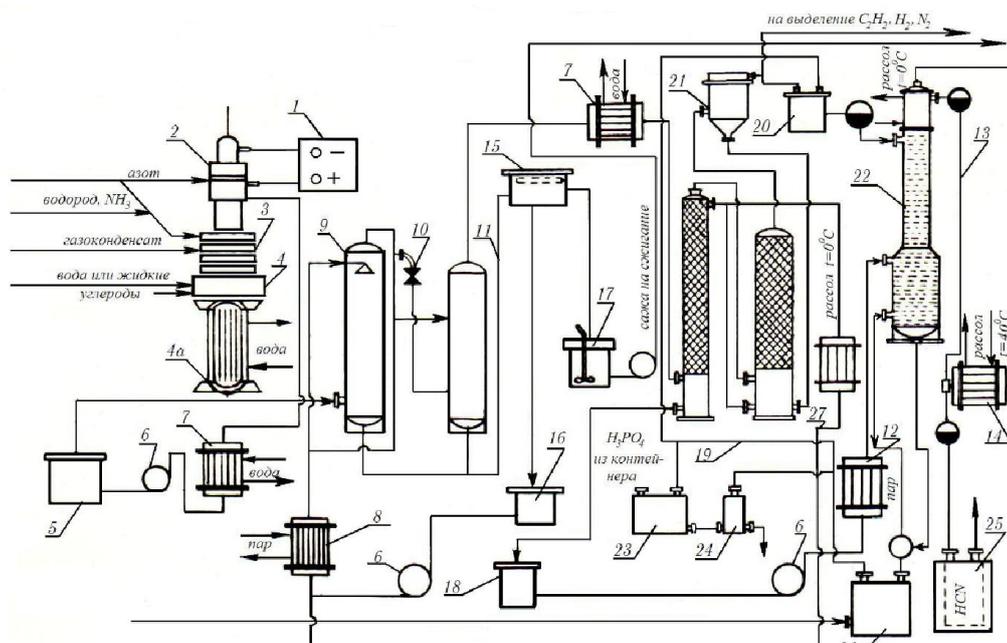
Известно, что в плазмохимическом процессе синтеза цианистого водорода основное значение в затратах себестоимости целевого продукта имеет расход электроэнергии на единицу выхода целевых

продуктов (50% себестоимости). Поэтому важным направлением повышения экономичности плазмохимических методов получения HCN и непредельных углеводородов, является снижение удельного расхода электроэнергии на единицу выхода целевых продуктов.

Настоящая работа посвящена технико-экономической оценке процесса синтеза цианистого водорода из углеводородов в азотной плазме.

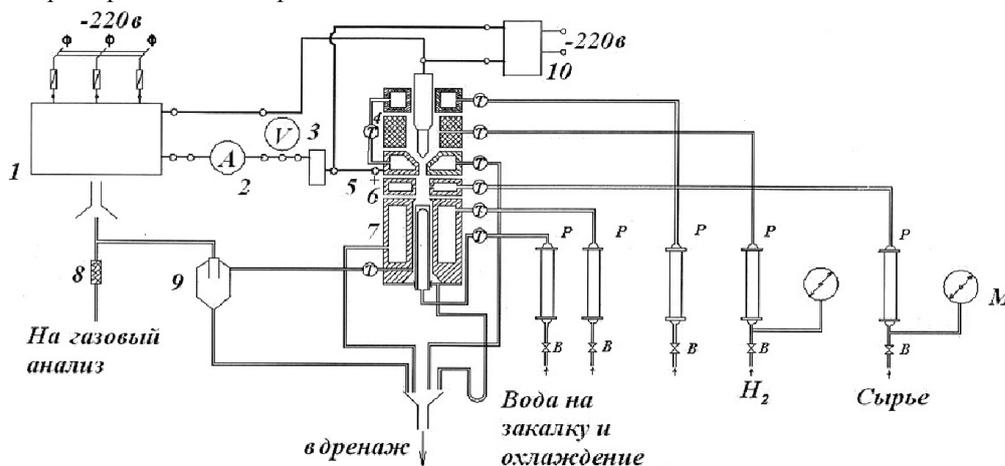
Использование газоконденсатов в качестве сырьевых источников для получения HCN и C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>, с достаточно хорошими выходами, является одним из эффективных средств снижения удельных расходов энергии, так как, удельные энергозатраты в этом процессе минимальны и составляют  $(5.5 - 6.5) \cdot 10^{-3}$  кВт·ч на единицу продуктов реакции (C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>, HCN). Для расчёта экономической эффективности исследуемого процесса, в качестве аналога сравнения, нами был использован промышленный способ получения цианистого водорода аммолизом метана.

В основу принципиальной технологической схемы для стадий очистки от сажа, выделения и концентрирования HCN положены известные технологические решения, используемые на опытно-промышленной установке плазмохимического получения ацетилена в Северодонецком филиале ГИАП и применяемые в промышленности способы выделения и концентрирования цианистого водорода (рис.1).



**Рис.1.** Промышленная технологическая схема получения ацетилена и цианистого водорода: 1-блок питания плазматрона; 2-плазматрон; 3-реактор; 4-закалочное устройство; 4а,8,12-теплообменник; 5,16,17,18,20, 25,26-сборник; 6-насос; 7-холодильник; 9,19-скруббер; 10-промыватель; 11-пенный аппарат; 13-дефлагматор; 14-конденсатор; 15-отстойник; 21-циклон; 22-ректификационная колонна; 23-бак с  $H_3PO_4$ ; 24,27-фильтр.

Для получения цианистого водорода нами был использован плазмохимическая установка, принципиальная схема которой представлена на рис.2.



**Рис. 2.** Схема плазмохимической установки для переработки газовых конденсатов: 1-источник питания; 2-амперметр; 3-вольтметр; 4-плазматрон; 5-дроссель; 6-реактор; 7-закалочный узел; 8-осушитель; 9-циклон; 10-осциллятор; 11-термометр; М-манометр; Р-ротаметр; В-вентиль

Конструкция плазменных реакторов (3) предусматривает ввод углеводородного сырья (природного газоконденсата) и турбулизующего газа под срез сопла плазматрона. Плазмообразующий газ (азот) подаётся в плазматрон (2), где поток плазмы разогревается до температуры 6000-6500 К. Затем, в радиальном направлении к потоку плазмы, из реакторов (3) вводятся раздельно пары сырья. Смешанный поток плазмы и сырья в движении поступает в закалочное устройство (4). Закалка образовавшихся пиролизных газов осуществляется диспергированной жидкостью (вода или жидкие углеводороды). За счёт испарения и прогрева жидкости, реакционные газы охлаждаются и поступают в теплообменник (4а), где

происходит окончательное охлаждение реакционных газов и паров до температуры 80-100°C, после чего смесь подаётся в отделение очистки от сажи. Охлаждение плазматрона и теплообменника осуществляется конденсированной водой, которая подаётся по замкнутому циклу через сборник (5), насос (6) и холодильник (7). После закалки и охлаждения газы, вместе с закалочной жидкостью, проходят последовательно скруббер мокрой очистки (9), турбулентный промыватель (10), пенный аппарат (11) и по направлению в отделение концентрирования и разделения HCN. Турбулентный промыватель (10) и пенный аппарат (11) питаются химически очищенной водой, охлажденной в теплообменнике (8) до

50°C, в них осуществляется поглощение сажи. Полученная, загрязненная вода поступает в отстойник от сажи (15), оборудованный скребковым транспортером. После отстаивания, сажевая пульпа и неразложившиеся при закалке углеводороды, поступают в сборник с мешалкой (17), откуда с помощью насосов перекачиваются для сжигания. Осветленная вода из отстойника (15) попадает в сборник (16), из которого она через теплообменник подается в цикл мокрой очистки от сажи в узлы (9), (10) и (11). Выделение HCN из реакционных газов осуществляется путем поглощения его охлажденной химически очищенной водой.

Перед выделением HCN реакционные газы охлаждаются до температуры 20°C в теплообменнике и проходят последовательно скрубберы (19), орошаемые охлажденной водой до 20°C в рассольной теплообменнике (27). Полученный 3% раствор HCN передается в середину ректификационной колонны (22), предварительно подогретый в теплообменнике (12). для поддержания температуры колонны в диапазоне 100-105°C в нижнюю часть ректификационной колонны подается острый пар. Пары цианистого водорода поступают в дефлегматор (13), где конденсируются при 28-30°C, а часть конденсата в виде флегмы возвращается вверх колонны (22). Туда же подается из бака (23) насосом (6) фосфорная кислота. Несконденсировавшиеся пары цианистого водорода конденсируются в конденсаторе (14), который охлаждается рассолом до температуры 10°C. Полученный дистиллят (97-98% HCN) собирается в сборник (25), также охлаждаемый рассолом до 10°C.

Для достижения, более концентрированного HCN в качестве турбулизующего газа используется водород, непосредственно направляемого в азотную плазму, перед вводом сырья.

Расчет технико-экономических показателей процесса синтеза HCN выполнен экспериментальным данным, полученным в лабораторных условиях.

#### Материальный баланс процесса пиролиза газоконденсата в азотной плазме

Материальный баланс процесса пересчитывали по известным зависимостям ориентируясь на выход целевых продуктов, в которых содержится 1 тонна HCN. Результаты расчета приведены в табл. 1.

Таблица 1  
Материальный баланс процесса пиролиза газоконденсата в азотной плазме

Приход			Расход		
Статья прихода	количество		Статья расхода	количество	
	м <sup>3</sup>	кг		м <sup>3</sup>	кг
Азот	3600	4504	Азот	3390	4238
Газоконденсат		1637	Водород	2548	227
			Сажа		180
			HCN	830	1000
			Ацетилен	315	366
			Этилен	78	97
			Примеси ацетилена	19	33
Итого:		6141	Итого:		6141

#### Тепловой баланс процесса синтеза HCN газоконденсата в азотной плазме

Для проведения расчета теплового баланса в качестве исходных данных нами были приняты следующие параметры плазмохимического процесса и их значения:

- полные удельные затраты электроэнергии на 1т HCN с учётом 80% к.п.д. плазмохимического ректора -10000 кВт;
- температура сырья на входе в реактор (азота 20°C и природногогазоконденсата 300°C);
- температура охлаждающейся воды на входе плазмохимического ректорасовместно с плазмотроном 20°C и на выходе 70°C;
- температура и давление пара 440°C и 0,9 МПа соответственно;
- температура пиролизных газов на выходе из плазмохимического реактора 2800 К;
- температура газов на входе, стадии выделения HCN 100°C.

Результаты расчета теплового баланса процесса обобщены в табл. 2.

Таблица 2

#### Тепловой баланс разрабатываемого процесса

Приход		Расход	
Статья прихода	Количество, ккал/т	Статья расхода	Количество, ккал/т
Электрическая дуга	8600000	Пиролизные газы	5992678
Газоконденсат	171112	Охлаждающая вода	860000
Азот	333296	Химические реакции	2068968
		Сажа	137240
		Потери	45522

После выделения цианистого водорода остаточный газ характеризуется следующими данными представленными в табл.3.

Таблица 3

#### Характеристика остаточного газа

Компоненты	Расходы, м <sup>3</sup> /т	Теплота сгорания, ккал/м <sup>3</sup>	Количество образующегося тепла ·10 <sup>6</sup> , ккал/т
Водород	2548	2570	6.55
Ацетилен	98	13600	0.91
Этилен	26	10300	0.11
Примеси ацетилена	18	12100	0.07
Итого:	2690		7.64

#### ЗАКЛЮЧЕНИЕ

Сравнение способов получения ацетилена и цианистого водорода традиционных, действующих в настоящее время в промышленности способов и

разрабатываемых плазмохимических показывает, что себестоимость HCN и C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>, в случае плазмохимического пиролиза углеводородного сырья, в азотной плазме, в 1,5-2,0 раза ниже, чем в способах, существующих в промышленности.

Газоконденсаты Таджикской ССР используются не всегда целесообразно (как добавка к нефти), поэтому в приведённых исследованиях обращено внимание на применение этого сырья. Использование газоконденсатов в плазмохимическом процессе получения HCN и C<sub>2</sub>H<sub>2</sub> должно быть достаточно экономически оправдано. Цена одной тонны газоконденсата приравнивается к цене *сырой* нефти, и на много меньше цены низкооктанового бензина, это определяет экономическую целесообразность его использования в качестве сырья для получения HCN и C<sub>2</sub>H<sub>2</sub> в азотной плазме.

## ВЫВОДЫ

1. Определена и обоснована технологическая схема процесса синтеза HCN из газоконденсата в азотной плазме (укрупненный вариант).

2. Показано, что выделение и концентрирование HCN происходит по отработанному промышленному способу, а присутствие ацетилена и других газов пиролиза не влияет на конечный выход получаемого продукта (HCN 97-98 % частоты).

## Литература:

1. Freeman M.P. - Advances High. Temp. Chem., 1969, V. 2, P.151-202.
2. Weinberg F.J. - Ind. Chem. Belge, 1973, V.1, P.2-5.
3. Ильин Д.Т., Еремин Е.Н. Изучение влияния пропан-бутановых добавок на электрокрекинг метана. Химические реакции органических продуктов в электрических разрядах. - М.: Наука, 1966, 146С.
4. Идиев М.Т., Сафаров Б.С., Файзуллоев У.Н. – Докл. АН Р. Таджикистан, 2011, Т.54, №2, С. 136-140. Таджикский технический университет имени академика М.С. Осими.

**Рецензент: д.хим.н., профессор Норматов И.Ш.**