

На правах рукописи

НОВАКОВСКИЙ Евгений Петрович

**РАЗРАБОТКА МАЛОГАБАРИТНОЙ ПРОМЫСЛОВОЙ
ХОЛОДИЛЬНО-ВАКУУМНОЙ ОДНОСТУПЕНЧАТОЙ УСТАНОВКИ
ДЛЯ РЕКТИФИКАЦИИ ЛЕГКОГО ГАЗОВОГО КОНДЕНСАТА**

05.04.03 – Машины и аппараты, процессы холодильной
и криогенной техники, систем кондиционирования
и жизнеобеспечения

А В Т О Р Е Ф Е Р А Т

диссертации на соискание ученой степени
кандидата технических наук

Е.П.

Краснодар – 2005

Работа выполнена в Кубанском государственном технологическом университете и Открытом акционерном обществе Краснодаркрайгаз.

- Научный руководитель - доктор технических наук,
профессор С.В. Данилин
- Научный консультант - кандидат технических наук,
А.А. Лойко
- Официальные оппоненты: - доктор технических наук,
профессор М.А. Берлин;
- кандидат технических наук,
доцент Е.С. Навасардян

Ведущая организация – Краснодарское управление по добыче и транспорту газа.

Защита состоится «30» 11 2005 г. в 14.30 часов на заседании диссертационного Совета Д 212.141.16 в Московском государственном техническом университете им. Н.Э. Баумана по адресу: 105005, г. Москва, Лефортовская наб., д.1, корпус факультета «Энергомашиностроение», ауд. 331 Э.

С диссертацией можно ознакомиться в библиотеке МГТУ им. Н.Э. Баумана.

Автореферат разослан «28» 10 2005 г.

Ваши отзывы в 2-х экземплярах, заверенные печатью, просьба высылать по адресу: 105005, г. Москва, ул. 2-ая Бауманская, д. 5.

Ученый секретарь диссертационного
Совета, кандидат технических наук

Зухр

С.Д. Глух

НТБ МГТУ им. Н.Э. Баумана



1738153

Новиковский Е. П. Разработчик

ОБЩАЯ ХАРАКТЕРИСТИКА РАБОТЫ

Актуальность проблемы. Известно, что на газоконденсатных месторождениях вместе с природным газом добывается жидкая фракция – газовый конденсат. С целью предотвращения закупорки газопроводов он отделяется от природного газа в сепараторах, после чего возникает вопрос о дальнейшей переработке газового конденсата. Поскольку его дебет незначителен, транспортировка жидких углеводородов по нефтепроводам становится экономически невыгодной. В то же время самим газодобывающим предприятиям необходимы моторные топлива, поэтому наиболее целесообразно перерабатывать газоконденсат непосредственно на промыслах. Особенно эффективен этот вариант при добыче легкого газового конденсата.

Для разделения легкого газового конденсата на бензин и дизельное топливо необходимо создавать в кубовой емкости температуру $t = 190\text{ }^{\circ}\text{C}$, что обеспечивается печью огневого нагрева. Однако недостатками такой установки являются: высокая стоимость печи огневого нагрева, высокая пожароопасность установки, большие разрывы между печью огневого нагрева и основного оборудования промысла по причине пожароопасности.

Большинство газоконденсатных промыслов снабжены типовыми промысловыми котельными с температурой греющего пара $t = 160\text{ }^{\circ}\text{C}$, что обеспечивает температуру в кубовой емкости $t = 150\text{ }^{\circ}\text{C}$. При такой температуре переработки не удастся разделить легкий газовый конденсат на конечные продукты и в качестве «верхнего» продукта получаем «легкий» бензин с температурой конца кипения $t_{\text{КК}} = 150\text{ }^{\circ}\text{C}$ (по ГОСТу $t_{\text{КК}} = 190\text{ }^{\circ}\text{C}$), а в качестве «нижнего» продукта вместо дизельного топлива получаем некондиционное печное топливо, содержащее бензиновые фракции.

Таким образом, теоретические и экспериментальные исследования, направленные на разработку технологии и установки холодильно-вакуумной одноступенчатой переработки легкого газового конденсата в условиях недостаточного нагрева, являются актуальной и важной научно-технической задачей.

Решение этой задачи позволит эффективно использовать типовую промысловую котельную для переработки легкого газоконденсата в одноступенчатой ректификационной установке с получением бензина и дизельного

топлива, соответствующих ГОСТам.

Цель работы и задачи исследований. Целью работы является разработка малогабаритной промысловой холодильно-вакуумной одноступенчатой установки для ректификации легкого газоконденсата.

В соответствии с поставленной целью решались следующие задачи:

- разработка физической и математической моделей холодильно-вакуумной одноступенчатой ректификации легкого газоконденсата;
- проведение численного эксперимента процесса холодильно-вакуумной одноступенчатой ректификации и его анализ;
- проведение экспериментального исследования холодильно-вакуумной ректификации легкого газового конденсата;
- разработка малогабаритной промысловой холодильно-вакуумной одноступенчатой установки для ректификации легкого газового конденсата.

Научная новизна.

1. Разработана физическая модель холодильно-вакуумной одноступенчатой ректификации легкого газового конденсата.
2. Разработана математическая модель холодильно-вакуумной одноступенчатой ректификации легкого газового конденсата.
3. На основе математической модели разработан метод расчета процесса холодильно-вакуумной одноступенчатой ректификации, с помощью которого определены в зависимости от давления процесса следующие величины: выход дистиллята, производительность установки по дистилляту, температура кипения холодильного агента, требуемая холодопроизводительность установки, флегмовое число и другие параметры.
4. Экспериментальными исследованиями в зависимости от давления процесса подтверждены результаты расчета по выходу и качеству дистиллята и кубового остатка.
5. На базе теоретических и экспериментальных исследований разработана малогабаритная промысловая холодильно-вакуумная одноступенчатая установка для ректификации легкого газового конденсата, защищенная патентом РФ № 2206364 «Установка и способ одноступенчатой переработки легкого газового конденсата».

Практическая значимость работы. Разработана и испытана малогабаритная одноступенчатая холодильно-вакуумная ректификационная установка для переработки легкого газового конденсата при температуре в ку-

бовой емкости $t = 150\text{ }^{\circ}\text{C}$. Данная установка позволяет на газоконденсатных промыслах в условиях недостаточного нагрева осуществлять переработку легкого газового конденсата на бензин и дизельное топливо, соответствующих ГОСТам.

Технология низкотемпературной вакуумной ректификации легкого газового конденсата использована в проекте реконструкции установки БДУ-ЗП месторождения «Некрасовское» Краснодарского управления по добыче и транспорту газа. Ожидаемый экономический эффект от внедрения установки составляет 14,5 млн. руб. в год.

Апробация работы. Основные результаты диссертационной работы докладывались и обсуждались на пятой всероссийской научно практической конференции «Наука - XXI веку», Майкоп, МГТИ, 2004 г.

Публикации. По теме диссертационной работы опубликовано 10 работ, в том числе 1 патент Российской Федерации.

Объем и структура диссертации. Диссертация состоит из введения, 5 глав, заключения и 8 приложений. Работа изложена на 142 страницах машинописного текста, содержит 41 рисунок, 16 таблиц. Список использованной литературы включает 67 наименований. Приложения к диссертации представлены на 28 страницах.

КРАТКОЕ СОДЕРЖАНИЕ РАБОТЫ

В первой главе проведен литературный и патентный обзор технологий и установок для переработки газового конденсата с различными способами нагрева сырья, дано обоснование актуальности темы, сформулированы цель и задачи исследований. Исходя из проведенного анализа существующих технологий и установок выяснилось, что они не удовлетворяют условиям эксплуатации, имеющимся на газовых промыслах. Трудность состоит в использовании типовой промысловой котельной с температурой насыщенного водяного пара $t = 160\text{ }^{\circ}\text{C}$. Для решения этой задачи была разработана одноступенчатая ректификационная установка с вакуумным насосом. Однако создать необходимое расчетное давление в установке $P = 30\text{ кПа}$ не представляется возможным, так как давление насыщенных паров дистиллята (бензина) при температуре в сборнике дистиллята $t = 30\text{ }^{\circ}\text{C}$ составляет $P = 75\text{ кПа}$. Поэтому возникла задача снизить давления насыщенных паров бензина. Это достигается путем снижения температуры в сборнике дистил-

лята до температуры $t = 0^\circ\text{C}$. Для бензина при температуре $t = 0^\circ\text{C}$ давление насыщенных паров составляет $P = 30$ кПа, то есть достигает давления ректификации. Для получения такой температуры в сборнике дистиллята устанавливается испаритель холодильной машины. Схема одноступенчатой холодильно-вакуумной ректификационной установки приведена на рис. 1.

На рис. 2 представлена расчетная схема ректификационной и конденсаторной колонн. По данной физической модели была составлена математическая модель.

Исходными данными для расчета были: фракционный состав и расход сырья, давление и температура процесса ректификации, температура в сборнике дистиллята, требуемое содержание тяжелых фракций в дистилляте.

При расчете были сделаны следующие допущения: число условных компонентов сырья – 26, константа фазового равновесия для отдельного компонента при переходе от тарелки к тарелке остаётся неизменной, за пограничный принят компонент с температурой конца кипения $t_{\text{КК}} = 190^\circ\text{C}$, метод расчёта – «от тарелки к тарелке» (метод Б.Н. Михайловского).

В зависимости от давления процесса требовалось определить: выход легкого и тяжелого продуктов, флегмовое число и другие параметры процесса.

Основными уравнениями для расчета были следующие:

А. Для ректификационной колонны:

1. Уравнение материального баланса на тарелках:

$$G_{j-1} + L_{j+1} = G_j + L_j. \quad (1)$$

2. Уравнение материального баланса на тарелках по каждому из 26 компонентов:

$$G_{j-1} \cdot y_{Lj-1} + L_{j+1} \cdot x_{Lj+1} = G_j \cdot y_{Lj} + L_j \cdot x_{Lj}. \quad (2)$$

где y , x – мольная доля пара и жидкости.

3. Уравнение теплового баланса:

$$G_{j-1} \cdot H_{\Pi j-1} + L_{j+1} \cdot H_{\text{Ж}j+1} = G_j \cdot H_{\Pi j} + L_j \cdot H_{\text{Ж}j} + Q_{\text{отв}j}, \quad (3)$$

где H_{Π} и $H_{\text{Ж}}$ – энтальпия пара и жидкости.

4. Уравнение материального баланса колонны:

$$G_2 + W = F. \quad (4)$$

5. Уравнение материального баланса колонны по каждому из 26 компонентов:

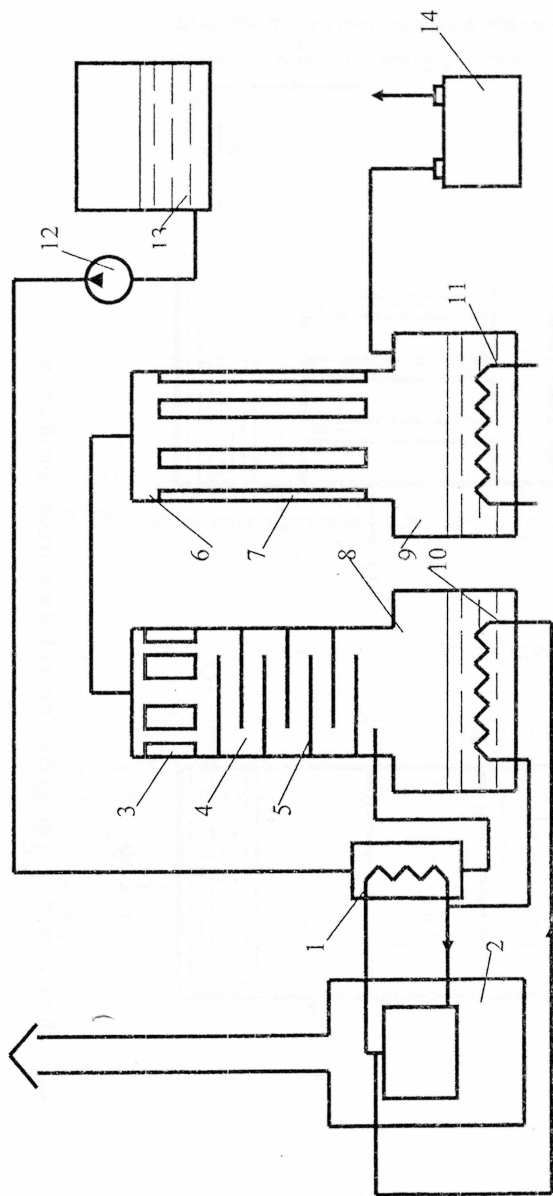


Рис. 1. Схема одноступенчатой вакуумной ректификационной установки с нагревом сырья насыщенным водяным паром и охлаждением дистиллята с помощью холодильной машины:

1 – теплообменник; 2 – промысловая котельная; 3 – дефлегматор; 4 – ректификационная колонна; 5 – контактные устройства; 6 – конденсаторная колонна; 7 – конденсатор; 8 – кубовая ёмкость; 9 – сборник дистиллята; 10 – нагреватель; 11 – испаритель холодильной машины; 12 – насос; 13 – резервуар исходного конденсата; 14 – вакуумный насос.

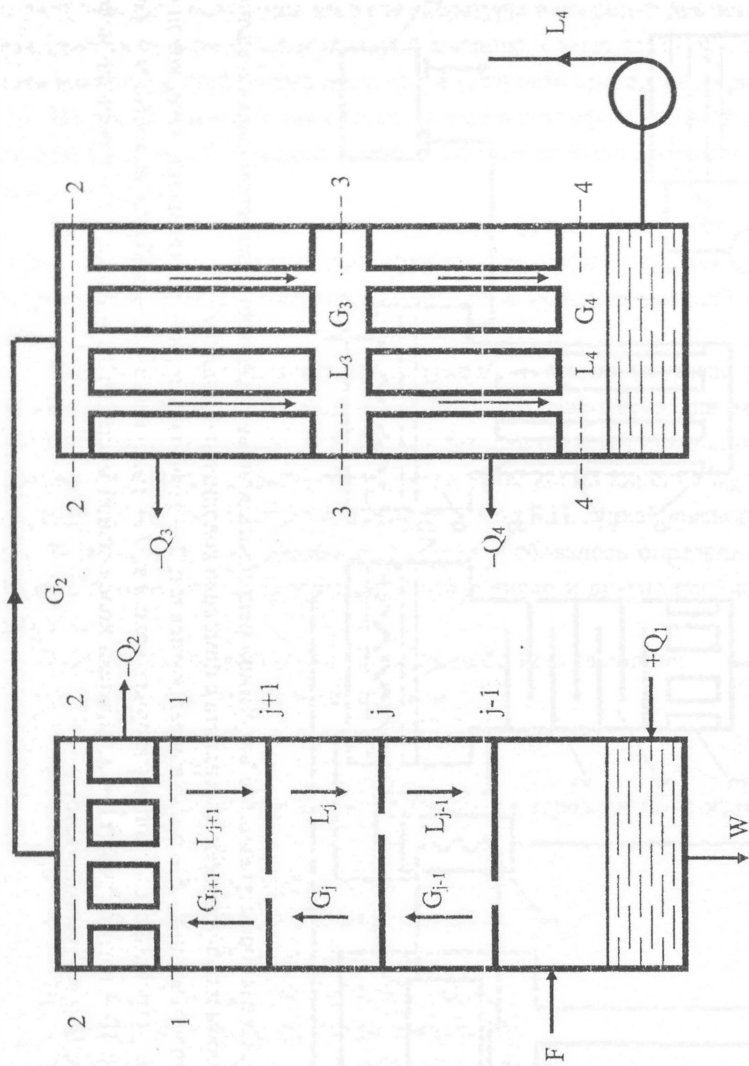


Рис. 2. Расчетная схема ректификационной и конденсаторной колонн

$$G_2 \cdot y_{LD} + W \cdot x_{LW} = F \cdot c_j, \quad (5)$$

где y_{LD} – мольная доля компонента в дистилляте;

x_{LW} – мольная доля компонента в осадке;

c_j – мольная доля компонента в сырье.

Б. Для приборов охлаждения:

6. Тепловая нагрузка на дефлегматор:

$$Q_2 = \int_{G_1}^{G_2} r \cdot dG + \int_{t_1}^{t_2} c_p \cdot L(t) \cdot dt = G_2 \cdot R \cdot r + 0,5 \cdot L_2 \cdot c_p \cdot (t_2 - t_1) \quad (6)$$

7. Тепловая нагрузка на высокотемпературный конденсатор:

$$Q_3 = \int_{G_2}^{G_3} r \cdot dG + \int_{t_2}^{t_3} c_p \cdot L(t) \cdot dt = (G_2 - G_3) \cdot r + 0,5 \cdot L_3 \cdot c_p \cdot (t_2 - t_3) \quad (7)$$

8. Тепловая нагрузка на низкотемпературный конденсатор:

$$Q_4 = \int_{G_3}^{G_4} r \cdot dG + \int_{t_3}^{t_4} c_p \cdot L(t) \cdot dt = G_3 \cdot r + 0,5 \cdot (L_3 - L_4) \cdot c_p \cdot (t_3 - t_4) + \\ + L_3 \cdot c_p \cdot (t_3 - t_4) \quad (8)$$

9. Требуемая холодопроизводительность холодильной машины:

$$Q_0 = Q_4 \quad (9)$$

Таблица 1.

Основные технологические показатели режимов работы установки

Параметр	Давление, кПа					
	20	30	40	50	60	100
Выход дистиллята, вес. %	86,1	81,1	77,2	72,3	70,3	62,5
Производительность по дистилляту, кг/ч	1334	1257	1197	1130	1089	969
Выход кубового остатка, вес. %	13,9	18,9	22,8	27,1	29,7	37,5
Производительность по кубовому остатку, кг/ч	216	293	353	420	461	581
Температура конца кипения «вакуумного» бензина, °С	215	190	180	173	168	150
Расчетная температура кипения хладагента, °С	-17	-5	5	12,5	18	35
Флегмовое число	0,4	0,303	0,215	0,12	0,05	0

По данной методике расчёта составлена программа, позволяющая проводить расчёты при различных режимах работы установки.

Расчёты непрерывной ректификации производились для следующих

режимов: давление $P = 20, 30, 40, 50, 60$ и 100 кПа и температуре в кубовой ёмкости $t_w = 150$ °С. В табл. 1 приведены результаты технологического расчета и выделена рабочая зона процесса холодильно-вакуумной одноступенчатой ректификации.

Как показали исследования, рабочей зоной процесса холодильно-вакуумной одноступенчатой ректификации является диапазон рабочего давления от $P = 30$ кПа до $P = 50$ кПа. При снижении давления ниже $P = 30$ кПа в бензин попадают тяжелые фракции и температура конца кипения бензина становится выше допустимой ($t_{\text{кк}} > 190$ °С). При увеличении давления выше 50 кПа требуемая температура кипения агента холодильной машины становится выше рекомендованной области для выбранной холодильной машины $t_0 = -25/+12$ °С.

Для проверки адекватности расчета был проведен эксперимент, целью которого было подтверждение результатов расчета. Экспериментальная установка была выполнена на базе резервного блока промышленной установки БДУ-3П Некрасовского месторождения. Схема установки представлена на рис. 3.

На время проведения эксперимента к резервному блоку была подключена вакуумная система, линия природного газа и система подачи сырья. Также были установлены уровнемеры, термометры сопротивления и расходомеры.

При проведении эксперимента по сравнению с проектным решением на резервном блоке отсутствовали холодильная машина и насосы для откачки нефтепродуктов. Для создания условий отрицательных температур в сборнике дистиллята эксперимент был проведен зимой при температуре наружного воздуха $t < 0$ °С, что обеспечивало в сборнике дистиллята при отсутствии теплоизоляции температуру $t \leq 0$ °С. Отбор нефтепродуктов выполнялся методом передавливания с помощью избыточного давления природного газа.

Эксперимент в вакуумном режиме проводился при ступенчатом снижении давления с помощью вакуумного насоса от величины $P = 60$ кПа до 30 кПа с интервалом 10 кПа. Переход от верхнего к нижнему давлению выполнялся достаточно медленно в течение 30 минут ступенчато за счет периодического включения вакуумного насоса, чтобы происходило медленное снижение давления до заданной величины. Этим предотвращалось

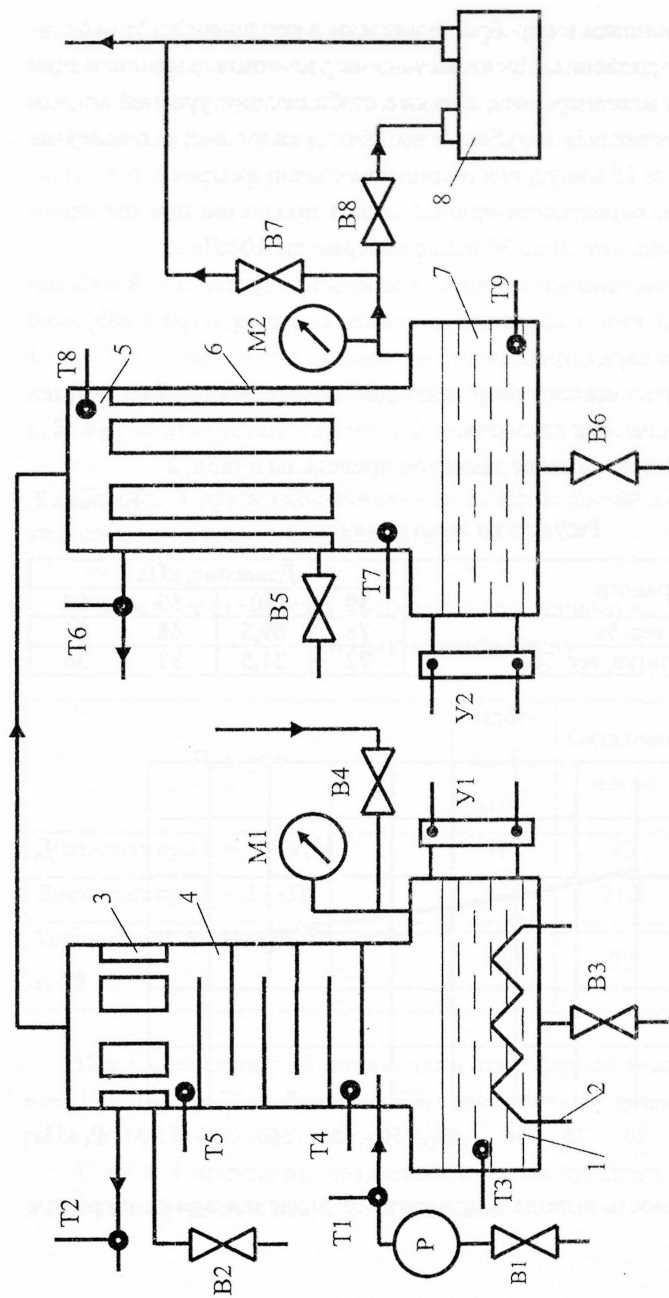


Рис. 3. Схема экспериментальной установки:

1 — кубовая емкость; 2 — нагреватель; 3 — дефлегматор; 4 — ректификационная колонна; 5 — конденсаторная колонна; 6 — конденсатор; 7 — сборник дистиллята; 8 — вакуумный насос.

«захлебывание» установки и переброс жидкости в конденсаторную колонну за счет перепада давления. После выхода на расчетное давление и прекращения процесса массопереноса, а также стабилизации уровней жидкостей в сборнике дистиллята и кубовой емкости, режим выдерживался на данном давлении еще 15 минут, для полного разделения сырья.

Таким образом, определялся полный выход продуктов при постепенном снижении давления от 60 до 30 кПа с интервалом 10 кПа.

При каждом давлении измерялись: уровень продуктов в кубовой емкости, уровень продуктов в сборнике дистиллята, температура в сборнике дистиллята и другие параметры.

Кроме того, выполнялся отбор проб дистиллята и кубового остатка для проведения химических анализов.

Некоторые результаты экспериментов приведены в табл. 2.

Таблица 2.

Результаты эксперимента

Параметр	Давление, кПа			
	30	40	50	60
Выход дистиллята, вес. %	78	69,5	68	64
Выход кубового остатка, вес. %	22	31,5	32	36

C , вес. %

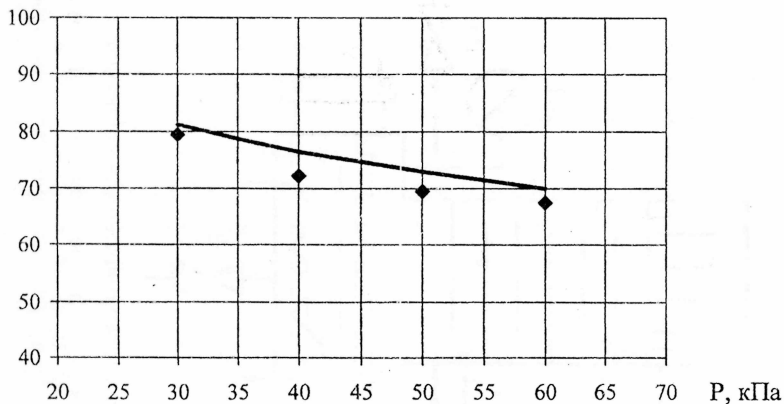


Рис. 4. Зависимость выхода дистиллята от давления при температуре процесса $t = 150^{\circ}\text{C}$.

На рис. 4 представлены в виде графика результаты расчетного и экспериментального исследования выхода «верхнего» продукта в зависимости от давления. Из графиков видно достаточно хорошее совпадение результатов расчета и эксперимента (расхождение не превышает 7,7 %), что подтверждает адекватность математической модели и сделанных допущений. Из графика видно, что при снижении давления выход дистиллята возрастает, что можно объяснить возрастанием летучести легких фракций при снижении давления процесса. Рекомендованным давлением является $P = 30$ кПа, при котором обеспечивается отбор дистиллята в пределах 80 %. При более низком давлении возможно попадание тяжелых фракций в дистиллят. При более высоком давлении выход дистиллята снижается, и в кубовом остатке остаются легкие фракции.

В табл. 3 приведены показатели качества дистиллята, полученных в атмосферном и вакуумном режимах.

Таблица 3.

Показатели качества дистиллята, полученного в атмосферном и вакуумном режимах

Продукт	Плотность, кг/м ³	Октановое число	$t_{HK}, ^\circ C$	$t_{KK}, ^\circ C$
Дистиллят при $P = 100$ кПа	718	73	30	150
Дистиллят при $P = 30$ кПа	735	71,2	40	190
Технические требования на бензин А-72	740	72	≥ 35	≤ 195

Как видно из табл. 3, дистиллят в атмосферном режиме не соответствует ГОСТ 2084-77 на бензин А-72, а дистиллят, полученный в вакуумном режиме (при $P = 30$ кПа) соответствует.

В табл. 4 приведены показатели качества кубового остатка, полученных в атмосферном и вакуумном режимах.

Таблица 4.

Показатели качества кубового остатка, полученного в атмосферном и вакуумном режимах

Продукт	Температура вспышки в закрытом тигле, °С	Цетановое число	$t_{нк}$, °С	$t_{кк}$, °С
Кубовый остаток при $P = 100$ кПа	12	18	58	315
Кубовый остаток при $P = 30$ кПа	52	47	115	360
Технические требования на дизельное топливо «Л»	≥ 40	45	≥ 100	≤ 360

Как видно из табл. 4, кубовый остаток, полученный в атмосферном режиме не соответствует ГОСТ 305-82 на дизельное топливо «Л», а кубовый остаток, полученный при $P = 30$ кПа – соответствует.

В работе была определена выручка от продажи нефтепродуктов в зависимости от давления процесса переработки. Результаты этого расчета приведены на рис. 5. Видно, что наибольшая выручка получается при давлении $P = 30$ кПа.

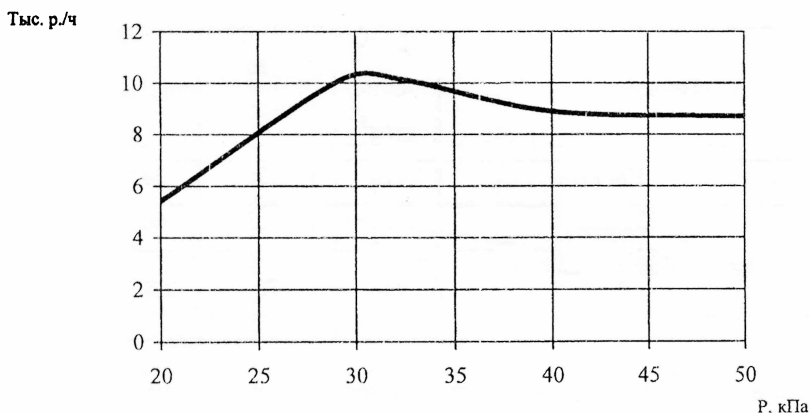


Рис. 5. Расчетная выручка от продажи нефтепродуктов в зависимости от давления при температуре процесса $t = 150$ °С

В работе была разработана система охлаждения установки с использованием холодильной машины, работающей на агенте R 22. Предусмот-

рено охлаждение конденсатора низкой температуры кипящим агентом. В проекте реконструкции установки БДУ-ЗП Некрасовского газоконденсатного месторождения выбран компрессорно-конденсаторный агрегат Z9-4DJ-3000 (Германия) с воздушным охлаждением, установленной мощностью $N = 22,68$ кВт. Температурный диапазон кипения хладагента холодильной машины $t_0 = -25/+12$ °С. На расчетном режиме при давлении процесса $P = 30$ кПа холодильный коэффициент равен 2,3.

На рис. 6 представлена зависимость расчетной температуры кипения хладагента холодильной машины от давления процесса ректификации при температуре переработки $t = 150$ °С для двух составов газоконденсата: при $t_{нк} = 30$ °С и $t_{нк} = 40$ °С. Видно, что при снижении $t_{нк}$ температура кипения хладагента значительно снижается.

На рис. 7 представлена зависимость выхода дистиллята от температуры кипения хладагента холодильной машины при температуре переработки $t = 150$ °С. Видно, что при увеличении температуры кипения хладагента холодильной машины выход дистиллята снижается.

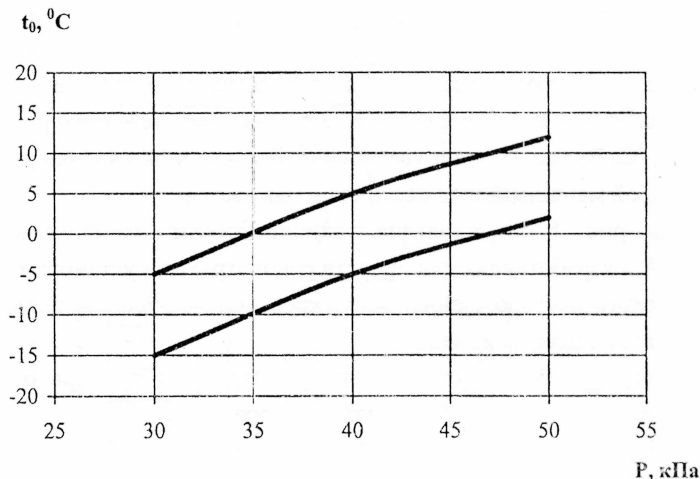


Рис. 6. Зависимость расчетной температуры кипения хладагента холодильной машины от давления процесса при $t = 150$ °С для:

А — $t_{нк} = 40$ °С; Б — $t_{нк} = 30$ °С.

Вес. %

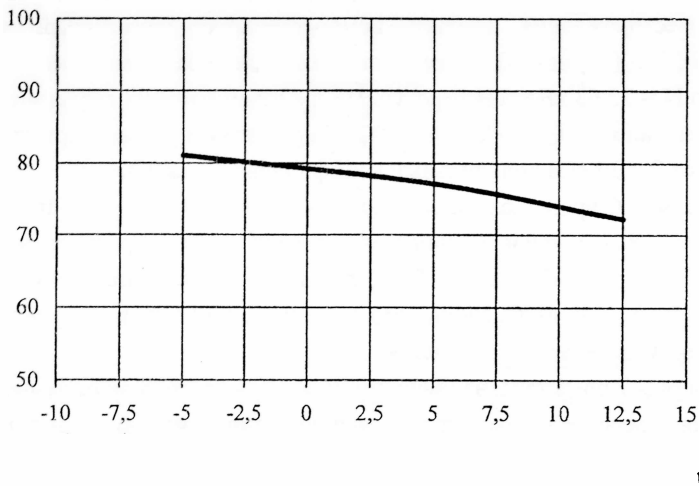


Рис. 7. Расчетная зависимость выхода дистиллята от температуры кипения хладагента холодильной машины при $t = 150$ °C.

На рис. 7 представлена зависимость выхода дистиллята от температуры кипения хладагента холодильной машины при температуре переработки $t = 150$ °C. Видно, что при увеличении температуры кипения хладагента холодильной машины выход дистиллята снижается.

На рис. 8 представлена технологическая схема, совмещенная с КИПиА, разработанная для проекта реконструкции установки БДУ-ЗП Некрасовского месторождения. В проекте по сравнению с экспериментальной установкой внесены изменения:

1. В конденсаторной колонне предусмотрены 2 прибора охлаждения – конденсаторы высокой и низкой температуры.
2. К сборнику дистиллята и кубовой емкости для отбора продуктов переработки подключены нефтенасосы.
3. Установка оснащена холодильной машиной Z9-4DJ-3000.
4. Предусмотрено охлаждение конденсатора низкой температуры – кипящим холодильным агентом.
5. Предусмотрена система автоматики.
6. Установлен регулятор подачи природного газа.

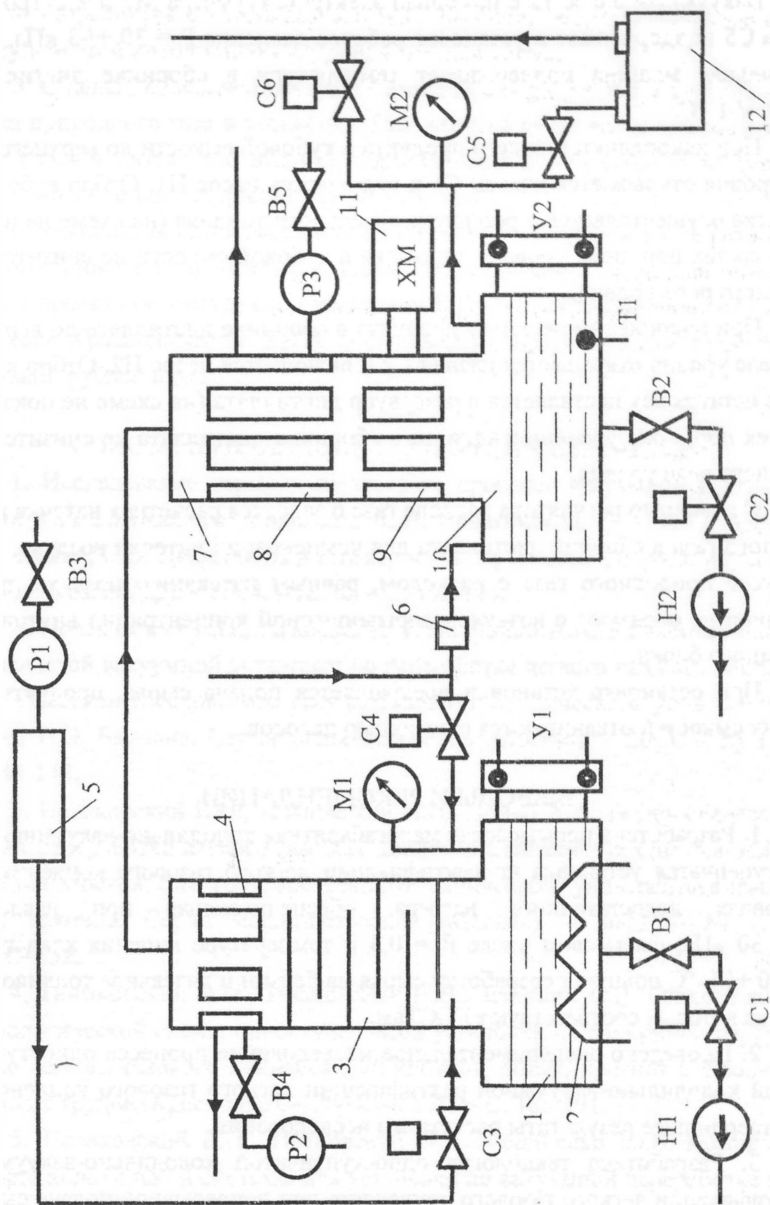


Рис. 8. Технологическая схема одноступенчатой вакуумной ректификационной установки (проект).

Вакуумный насос 12 с помощью электровакуумметра М2 и электроклапана С5 поддерживает в установке рабочее давление $P = 30 \pm 3$ кПа. Холодильная машина поддерживает температуру в сборнике дистиллята $t = 0 \pm 1$ °С.

При накоплении нижнего продукта в кубовой емкости до верхнего реле уровня открывается клапан С1 и включается насос Н1. Отбор кубового остатка осуществляется в резервуар дизельного топлива (на схеме не показан) до тех пор, пока уровень жидкости в кубовой емкости не снизится до нижнего реле уровня.

При накоплении верхнего продукта в сборнике дистиллята до верхнего реле уровня открывается клапан С2 и включается насос Н2. Отбор кубового остатка осуществляется в резервуар дистиллята (на схеме не показан) до тех пор, пока уровень жидкости в сборнике дистиллята не снизится до нижнего реле уровня.

С помощью регулятора расхода газа 6 задается расчетная натечка природного газа в сборник дистиллята для компенсации натечки воздуха. При напуске природного газа с расходом, равным натеканию воздуха, пары бензина не образуют с воздухом взрывоопасной концентрации внутри вакуумного блока.

При остановке установки прекращается подача сырья, продукты из обеих емкостей откачиваются с помощью насосов.

ВЫВОДЫ И РЕКОМЕНДАЦИИ

1. Разработана промысловая малогабаритная холодно-вакуумная одноступенчатая установка по ректификации легкого газового конденсата в условиях недостаточного нагрева, обеспечивающая при давлении $P = 30$ кПа, флегмовом числе $R = 0,3$ и температуре кипения хладагента $t_0 = 0 \pm 1$ °С полную переработку сырья на бензин и дизельное топливо, качества которых соответствуют ГОСТам.

2. Проведено экспериментальное исследование процесса одноступенчатой холодно-вакуумной ректификации легкого газового конденсата, подтвердившее результаты расчетного исследования.

3. Разработана технология одноступенчатой холодно-вакуумной ректификации легкого газового конденсата при непрерывной подаче сырья, благодаря чему выход бензина возрос на 20 %.

4. Разработана система автоматики, обеспечивающая технологию одноступенчатой холодильно-вакуумной ректификации.

5. С целью обеспечения взрывобезопасности разработана система напуска природного газа в установку. При напуске природного газа с расходом, равным натеканию воздуха, пары бензина не образуют с воздухом взрывоопасной концентрации внутри установки.

6. Технология одноступенчатой холодильно-вакуумной ректификации легкого газового конденсата в условиях недостаточного нагрева использована в проекте реконструкции установки БДУ-ЗП месторождения «Некрасовское» Краснодарского УДТГ с ожидаемым экономическим эффектом 14,5 млн. рублей в год.

СПИСОК ПУБЛИКАЦИЙ ПО ТЕМЕ ДИССЕРТАЦИИ

1. Исследование термодинамического процесса вакуумной ректификации легкого газового конденсата /Е.П. Новаковский, Н.Н. Ивановский, А.А. Лойко, С.В. Данилин //Гипотезы, поиск, прогнозы: Сборник научных трудов (Краснодар). – 2004. – № 20. – С. 192-195.

2. Новаковский Е.П., Ивановский Н.Н., Лойко А.А. Разработка одноступенчатой вакуумной установки по переработке легкого газового конденсата //Вестник Московского государственного технического университета имени Н.Э. Баумана. Серия машиностроение (Москва). – 2003. – № 1. – С. 144-148.

3. Новаковский Е.П., Ивановский Н.Н., Лойко А.А. Технологический расчет переработки легкого газового конденсата методом ректификацией // Вестник Московского государственного технического университета имени Н.Э. Баумана. Серия машиностроение (Москва). – 2003. – № 1. – С. 148-152.

4. Новаковский Е.П., Ивановский Н.Н., Данилин С.В. Оптимизация технологической схемы одноступенчатой установки по вакуумной переработке легкого газового конденсата //Гипотезы, поиск, прогнозы: Сборник научных трудов (Краснодар). – 2004. – № 20. – С. 188-191.

5. Новаковский Е.П., Ивановский Н.Н., Гордиенко Ю.В. Методика расчета холодильной системы для установки по вакуумной переработке газового конденсата //Наука - XXI веку: Сборник докладов пятой всероссийской научно-практической конференции. – Майкоп, 2004. – С. 157-158.

6. Новаковский Е.П., Ивановский Н.Н., Данилин С.В. Разработка физической модели процесса переработки легкого газового конденсата в одноступенчатой вакуумной установке //Научная мысль Кавказа: Сборник научных трудов (Ростов-на-Дону). – 2004. – № 13. – С. 155-158.

7. Новаковский Е.П., Ивановский Н.Н., Данилин С.В. Разработка математической модели процесса переработки легкого газового конденсата в одноступенчатой вакуумной установке //Научная мысль Кавказа: Сборник научных трудов (Ростов-на-Дону). – 2004. – № 14. – С. 133-136.

8. Патент РФ № 2206364, МКИ С1. Установка и способ одноступенчатой переработки легкого газового конденсата/ Е.П. Новаковский, Н.Н. Ивановский, А.А. Лойко //Б.И. – 2003. – № 17.

9. Разработка одноступенчатой вакуумной установки для переработки легкого газового конденсата /Е.П. Новаковский, Н.Н. Ивановский, А.А. Лойко, С.В. Данилин //Наука - XXI веку: Сборник докладов четвертой всероссийской научно-практической конференции. – Майкоп, 2003. – С. 177-178.

10. Разработка холодильной системы для одноступенчатой установки по вакуумной переработке легкого газового конденсата /Е.П. Новаковский, Н.Н. Ивановский, Ю.В. Гордиенко, С.В. Данилин //Гипотезы, поиск, прогнозы: Сборник научных трудов (Краснодар). – 2004. – № 20. – С. 183-187.