

Министерство образования и науки Российской Федерации

ФЕДЕРАЛЬНОЕ ГОСУДАРСТВЕННОЕ БЮДЖЕТНОЕ  
ОБРАЗОВАТЕЛЬНОЕ УЧРЕЖДЕНИЕ ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ  
«САРАТОВСКИЙ НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ  
ГОСУДАРСТВЕННЫЙ УНИВЕРСИТЕТ ИМЕНИ Н.Г.ЧЕРНЫШЕВСКОГО»

Кафедра химической технологии

**Оптимизация установки гидроочистки дизельного топлива**

**АВТОРЕФЕРАТ БАКАЛАВРСКОЙ РАБОТЫ**

Студента (ки) 4 курса 431 группы

направления 18.03.01 «Химическая технология»  
код и наименование направления

Института химии

наименование факультета

Павлов Максим Дмитриевич

фамилия, имя, отчество

Научный руководитель

ассистент

должность, уч. степень, уч. звание

\_\_\_\_\_  
дата, подпись

Е.И. Линькова

инициалы, фамилия

Зав. кафедрой:

д.х.н., профессор

должность, уч. степень, уч. звание

\_\_\_\_\_  
дата, подпись

Р. И. Кузьмина

инициалы, фамилия

Саратов 2025

## **Введение**

Установка гидроочистки Л-24-6 предназначена для повышения качества дизельных фракций с установки ЭЛОУ-АВТ-6, путем каталитического гидрирования сернистых, азотистых, непредельных и кислородсодержащих соединений с целью получения дизельных топлив отвечающих ГОСТ и ТУ.

Установка Л-24-6 состоит из двух параллельно работающих потоков, это дает возможность одновременного использования разного сырья и производства разной продукции.

Каждый из потоков включает в себя:

1. Реакторный блок - предназначен для гидрирования серо-, кислород-, азот-, содержащих и непредельных соединений с получением нестабильного гидрогенизата. Процесс проходит на катализаторе, в среде водорода, при повышенных температурах 300- 370<sup>0</sup>С и давлениях 3,0-4,0 МПа.

2. Блок стабилизации - предназначен для выделения из нестабильного гидрогенизата сероводорода, воды аммиака, углеводородного газа и бензина с получением стабильного нефтепродукта.

3. Блок очистки газов (МЭА) - предназначен для выделения сероводорода из газов, с получением очищенных газов и сероводорода - сырья установки получения элементарной серы. В технологической схеме установки блок очистки углеводородных газов абсорбента (МЭА) является общим для обоих потоков.

Проектная мощность установки Л-24-6 - 900 тыс. тонн/год. В процессе эксплуатации установки с 1970 года были разработаны и внедрены мероприятия по модернизации и интенсификации установки с доведением мощности до 1,7 млн. тонн/год. На данный момент установка работает на 1,7 млн. тонн/год.

На установке гидроочистки Л-24-6 могут перерабатываться следующие виды дистиллятов:

- прямогонная дизельная фракция, выкипающая в пределах 180-360 <sup>0</sup>С (на одном или обоих блоках установки) с получением дизельных топлив

летних и зимних марок;

- прямогонная дизельная фракция, выкипающая в пределах 240-360 °С (на одном или обоих блоках установки) с получением дизельного топлива летней марки, и компонента печного бытового топлива;

В качестве компонента сырья на установке Л-24-6 используется стабильный бензин висбрекинга, выкипающий в пределах 35-195 °С.

В 2009 году увеличилась поставка дизельной фракции с установки ЭЛОУ-АВТ-6 на установку Л-24-6 гидроочистка дизельных топлив. Из этого следует, что необходимо увеличить мощность установки гидроочистки на 1,5%.

## Основное содержание работы

Каталитическая гидроочистка - это эффективный и рентабельный процесс удаления из прямогонных светлых дистиллятов серы, азота и кислорода, содержащихся в виде соответствующих органических соединений.

В процессах гидроочистки широко применяются алюмокобальт- или алюмоникель-молибденовые катализаторы - вещества, увеличивающие скорость химических реакций, протекающих при гидроочистке.

Применяемые катализаторы должны удовлетворять следующим требованиям: быть высокоактивными и избирательными, устойчивыми к отравлению и долгодействующими, хорошо регенерироваться, частицы катализатора должны быть прочными.

Условия протекания реакций гидроочистки сырья зависят от химической природы и физических свойств сырья, типа катализатора, давления водорода, объемной скорости подачи сырья, температуры и других факторов

Сернистые соединения, входящие в состав нефтяных фракций, и в частности, в состав дизельных и керосиновой фракций, являются сложными смесями, состоящими из меркаптанов, сульфидов (с открытой цепью и циклических), дисульфидов и гетероциклических соединений.

Исходя из этого, при гидроочистке продуктов удастся обеспечить почти количественную деструкцию (разрыв) связей C - S, не затрагивая связей C - C, т.е. без заметной деструкции сырья. При разрыве связей C - S, свободные связи, под давлением водорода, насыщаются водородом, образуются  $H_2S$  и насыщенные углеводороды.

Удаление азотистых соединений протекает много труднее.

Преобразование указанных веществ происходит на гидрирующих катализаторах. Образующиеся при гидрировании сероводород, аммиак, вода удаляются путем отпарки гидрогенизата. Металлические примеси отлагаются на катализаторе гидроочистки.

## Режимные показатели процесса

Промышленные установки гидрогенизационной переработки нефтяного сырья включают следующие блоки: реакторный, сепарации газопродуктовой смеси с выделением ВСГ, очистки ВСГ от сероводорода, компрессорную, стабилизации гидрогенизата. Установки гидрокрекинга имеют дополнительно фракционирующую колонну.

Установки имеют много общего по аппаратному оформлению и схемам реакторных блоков, различаются по мощности, размерам аппаратов, технологическому режиму и схемам секций сепарации и стабилизации гидрогенизатов. Установки предварительной гидроочистки бензинов - сырья каталитического риформинга - различаются также вариантом подачи ВСГ: с циркуляцией или без циркуляции «на поток». На всех остальных типах установок применяется только циркуляционная схема подачи ВСГ.

На промышленных гидрогенизационных установках применяется 2 способа сепарации ВСГ из газопродуктовой смеси: холодная (низкотемпературная) и горячая (высокотемпературная).

Холодная сепарация ВСГ применяется на установках гидроочистки бензиновых, керосиновых и иногда дизельных фракций.

Горячая сепарация ВСГ применяется преимущественно на установках гидрообессеривания высококипящих фракций нефти: дизельных топлив, вакуумных газойлей, масляных дистиллятов и парафинов.

Схема холодной сепарации ВСГ, по сравнению с горячей, обеспечивает более высокую концентрацию водорода в ВСГ. Основным достоинством варианта горячей сепарации является меньший расход как тепла, так и холода.

На НПЗ применяют два варианта регенерации насыщенного раствора моноэтаноламина - абсорбента сероочистки ВСГ от  $H_2S$ : непосредственно на самой установке гидрооблагораживания и либо централизованную регенерацию в общезаводском узле.

Основным аппаратом гидрогенизационных установок является реактор со стационарным слоем катализатора. Он представляет собой вертикальный

цилиндрический аппарат с эллиптическими днищами. Верхний слой катализатора засыпается на колосниковую решетку, а нижний - на фарфоровые шарики, которыми заполняется нижняя часть днища. Для отвода избыточного тепла реакцией под колосниковой решеткой вмонтирован коллектор для подачи холодного ВСГ.

Гидроочистку прямогонных бензиновых фракций осуществляют на секциях гидроочистки установок каталитического риформинга или комбинированных установок ЛК-бу. Для гидроочистки реактивных

топлив используют специализированные установки типа Л-24-9РТ, а также секции гидроочистки КУЛК-бу. Гидроочистку прямогонных дизельных фракций проводят на установках типа Л-24-6, Л-24-7, ЛЧ-24-7, ЛЧ-24-2000 и секциях гидроочистки КУ ЛК-бу.

#### **1. Технологические расчёты реакторного блока установки**

*Исходные данные:*

1) Производительность установки по сырью  $G=1700000$  тыс. т/год  
2) Характеристика сырья: фракционный состав  $200-350^{\circ}\text{C}$ ; плотность  $\rho=840\text{кг/м}^3$ ; содержание серы  $S_0=0,9\%\text{масс.}$ ; в том числе меркоптановой  $S_m=0,1\%\text{масс.}$ ; сульфидной  $S_s=0,5\%\text{масс.}$ ; дисульфидной  $S_d=0,2\%\text{масс.}$ ; тиофеновой  $S_t=0,1\text{масс.}$ ; содержание непредельных углеводородов  $5\%\text{масс}$  на сырье.

3) Остаточное содержание серы в очищенном дизельном топливе  $S_k<0,05\%\text{масс}$ , т.е. степень или глубина гидрообессеривания должна быть  $94\%$

4) Гидроочистка производится на алюмоникелькобальтмолибденовом катализаторе  $P=4\text{МПа}$ , кратность циркуляции ВСГ к сырью  $250\text{м}^3/\text{м}^3$

5) Кинетические константы процесса:  $R_0=4,62*10^6$ ,  $E=67040\text{КДж/моль}$ ,  $n=2$ ,  $R=8,314\text{КДж/моль}$

Материальный баланс установки гидроочистки приведён в таблицу 1.

Таблица 1 – Материальный баланс установки

| Наименование<br>продукта   | выход<br>% масс. | тыс. т/год | т/сутки | кг/час  |
|----------------------------|------------------|------------|---------|---------|
| Взято:                     |                  |            |         |         |
| 1. Диз.топливо             | 100,0            | 1700000    | 5000    | 208 333 |
| 2.ВСГ                      | 1,1              | 18700      | 55      | 22 92   |
| В т.ч. 100% H <sub>2</sub> | 0,21             | 3570       | 10,5    | 437,5   |
| Итого:                     | 101,1            | 1718700    | 5055    | 210625  |
| Получено                   |                  |            |         |         |
| 1.Диз. топливо             | 98               | 1666000    | 4900    | 204167  |
| 2.бензин-отгон             | 0,7              | 11900      | 35      | 1458    |
| 3.уг.газ                   | 1,3              | 22100      | 65      | 2709    |
| 4.Сероводород              | 0,7              | 11900      | 35      | 1458    |
| 5.Потери                   | 0,4              | 6800       | 20      | 839     |
| Итого:                     | 101,1            | 1718700    | 5055    | 210625  |

### Тепловой баланс реактора

Теплоемкость ЦВСГ можно найти по формуле и привести в таблицу 2.

$$C_{ц} = \sum C_{pi} y_i \quad (1)$$

где:  $C_{pi}$  – теплоемкость отдельных компонентов с учетом поправок на температуру и давление, кДж/(кг\*К);

$y_i$  – массовая доля каждого компонента в циркулирующем газе.

Таблица 2 – Теплоемкость ЦВСГ

| Теплоемкость         | H <sub>2</sub> | CH <sub>4</sub> | C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> | C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> | C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> |
|----------------------|----------------|-----------------|-------------------------------|-------------------------------|--------------------------------|
| $C_p$ , кДж/(кг*К)   | 14,57          | 3,35            | 3,29                          | 3,23                          | 3,18                           |
| $C_p$ , ккал/(кг*°C) | 3,48           | 0,800           | 0,786                         | 0,772                         | 0,760                          |

Тогда

$$C_{ц} = 14,57 * 0,154 + 3,35 * 0,297 + 3,29 * 0,23 + 3,23 * 0,162 + 3,18 * 0,127 = 4,92 \text{ кДж/(кг*К)} \quad (2)$$

$$J^{400} = 1180 \text{ кДж/кг} \quad (3)$$

Поправку на давление находят по значению приведенных температур и давления.

$$T_{кр} = 430 + 273 = 703 \quad (4)$$

Приведенная температура

$$T_{пр} = 400 + 273/703 = 0,957 \quad (5)$$

Критическое давление сырья

$$P_{кр} = 0,1 * K * T_{кр} / M_c = 0,1 * 11,94 * 703 / 200 = 4,2 \text{ МПа} \quad (6)$$

$$K = \frac{1,216 \sqrt[3]{T_{cp}}}{\rho_{15}^{15}} = \frac{1,216 \sqrt[3]{295 + 273}}{0,8436} = 11,94 \quad (7)$$

K – характеризующий фактор

Приведенное давление

$$P_{пр} = \frac{P}{P_{кр}} = \frac{4}{4,2} = 0,95 \quad (8)$$

Для найденных значений  $T_{пр}$  и  $P_{пр}$

$$\Delta J M / (T * 4,2) = 12,57 \quad (9)$$

$$\Delta J = 12,57 * 4,2 \frac{671}{200} = 177,1 \text{ кДж / кг} \quad (10)$$

Энтальпия сырья с поправкой на давление равна:

$$J^{400} = 1180 - 177,1 = 1002,9 \text{ кДж/кг} \quad (11)$$

Теплоемкость сырья с поправкой на давление:

$$C_c = 1002,9 / 400 = 2,51 \text{ кДж/(кг*К)} \quad (12)$$

Средняя теплоемкость реакционной смеси составляет:

$$\bar{C} = C_c * 100 + C_{ц} = 17,44 / 117,44 = 2,51 * 100 + 4,92 * 17,44 / 117,44 = 2,87 \text{ кДж/(кг*К)} \quad (13)$$

Находим температуру на выходе из реактора:

$$T = 400 + (3826 + 2961) / (117,44 * 2,87) = 420^0 \text{С} \quad (14)$$

$$T = 400 + (Q_s + Q_n) / (117,44 * \bar{C}) \quad (15)$$

### **Расчет профиля мощности установки по сырью**

*Печь реакторного блока.*

*Теплота сгораемого сухого нефтезаводского газа.*

Состав в %(масс.)  $H_2=22,9$ ;  $CH_4=30,5$ ;  $C_2H_6=27,4$ ;  $C_3H_8=13,2$ ;  $\Sigma=C_4H_{10}=6\%$

Плотность газа при нормальных условиях  $\rho = 0,8 \text{ кг/м}^3$

Низшая теплота сгорания  $1 \text{ м}^3$ ;

$$Q_p^n = 25,79 * 22,9 + 85,55 * 30,5 + 152,26 * 27,4 + 217,95 * 13,2 + 283,38 * 6 = 590,59 + 2609,3 + 4171,9 + 1700,28 = 9072,1 \text{ ккал/м}^3 * 4,12 = 37377 \text{ кДж/м}^3 \quad (16)$$

$$\text{Или } Q_p^H = \frac{37377}{0,8} = 46720 \text{ кДж} / \text{кг} \quad (17)$$

*КПД печи.*

$$\eta = 1 - \left( \frac{q_{ном}}{Q_p^H} + \frac{q_y Y_x}{Q_p^H} \right) \quad (18)$$

$$T_{yx} = T + \Delta T = 543 + 120 = 663 \text{ К} \quad (19)$$

$Q = 8000 \text{ кДж} / \text{кг}$  или в долях от низшей теплоты сгорания.

$$\frac{q_{цк}}{Q_p^H} = \frac{8000}{46720} = 0,171 \quad (20)$$

$$\eta = 1 - (0,06 + 0,171) = 0,769 \quad (21)$$

Полезное тепло печи:  $T_1 = 270^\circ \text{C}$ ;  $T_2 = 400^\circ \text{C}$ :

$$Q_{\text{полез}} = G [eq_{T_2}^n + (1 - e)q_{T_2}^{\text{жс}} - q_{T_1}^{\text{жс}}] \quad (22)$$

$$q_{T_2(673)} = 1318 \text{ кДж} / \text{кг} \quad (23) \quad \rho_{400} = 620 \text{ кг} / \text{м}^3 \quad (24)$$

$$q_{T_1(543)}^{\text{жс}} = 668 \text{ кДж} / \text{кг} \quad (25) \quad \rho_{270} = 6715 \text{ кг} / \text{м}^3 \quad (26)$$

$$Q_{\text{полез.}} = 123917 * (1 * 1318 - 668) = 80,5 * 10^6 \text{ кДж} / \text{кг} \text{ или } 22700 \text{ кВт} \quad (27)$$

Полная тепловая нагрузка печи:

$$Q_T = \frac{80,5 * 10^6}{0,769} = 104,7 * 10^6 \text{ кДж} / \text{кг} = 28700 \text{ кВт} \quad (28)$$

Часовой расход топлива:

$$B = \frac{Q_{\text{полез}}}{Q_p^H * \eta} = \frac{80,5 * 10^6}{46720 * 0,769} = 2240 \text{ кг} / \text{час} \text{ или } B' = \frac{B}{P_c} = \frac{2240}{0,8} = 2800 \text{ м}^3 / \text{час} \quad (29)$$

*Поверхность нагрева радиантных труб*

$$H_p = \frac{Q_p}{q_p} \quad (30)$$

где:  $Q_p$  – количества тепла передаваемого сырью в камере радиации.

$$Q_p = (Q_p^H * \eta_T - q_{Tn}) B \quad (31)$$

где:  $\eta_T$  - КПД топки 0,96;

$q_{Tn}$  - энтальпия дымовых газов над перевалом.

$$T_n = 800 + 273 = 1073 \text{ К}$$

$$q_n = 1700 \text{ кДж} / \text{кг} \text{ топлива}$$

$$Q_p = (46720 * 0,96 - 1700) * 2240 = 62,4 * 10^6 \text{ кВт} \quad (32)$$

Поверхность нагрева радиантных труб

$$H_p = \frac{17600}{58} = 303,4 \text{ м}^2 \quad (33)$$

*Расчет поверхности теплообмена*

Поверхность теплообмена рассчитывается по формуле:

$$F = \frac{Q}{K * \Delta t} \quad (34)$$

где: K – коэффициент теплопередачи Вт/м<sup>2</sup>\*с = 210 Вт/м<sup>2</sup>\*с;

$\Delta t = 61^\circ \text{C}$ .

$$F = \frac{4352 * 10^3}{210 * 61} = 339,7 \text{ м}^2 \quad (35)$$

Теплообменники с повышенной мощностью справятся. Результаты вычислений приведём в таблице 3.

Таблица 3 – Расчеты теплообменников с повышенной мощностью

| Наименование теплообменников | Количество Кг/ч | Тепловая нагрузка, кВт | Поверхность м <sup>2</sup> (расчеты) | Поверхность м <sup>2</sup> (заводские) |
|------------------------------|-----------------|------------------------|--------------------------------------|----------------------------------------|
| T-1                          | 123917          | 4352                   | 340                                  | 350                                    |
| T-2                          | 123917          | 7665                   | 347                                  | 350                                    |
| T-3                          | 123917          | 5180                   | 307                                  | 350                                    |
| T-4                          | 123917          | 16280                  | 330                                  | 350                                    |

При расчете тепловых балансов оборудование реакторного блока увеличением мощности установки на 1,5% справятся.

## 2. Экономические расчёты

### 1. Рассчитаем прирост выручки

$$B_1 = (1035354 * 3,415 + 26044 * 1,73 + 8793 * 3,369 + 6526 * 1,73) * 0,5 = 1810852 \text{ т.р.} \quad (36)$$

### 2. Найдем текущие затраты

$$\Delta U_1 = (1050 + 20390 + 8452 + 7680 + 3191 + 6889 + 8281 + 5114 + 108409 + 90341) * 0,5 + 33310 = 417829 \text{ тыс.руб.} \quad (37)$$

### 3. Рассчитаем капитальные затраты

$$K_1 = 31552 + 11042 + 3155 = 45749 \text{ тыс.руб.} \quad (38)$$

### 4. Налоги

Найдем дополнительные амортизационные отчисления

$$A_{м1} = 45749 * 0,125 = 5718 \text{ тыс.руб.} \quad (39)$$

Найдем остаточную стоимость имущества

$$C_{ост1} = 45749 - 5718 = 40031 \text{ тыс.руб.} \quad (40)$$

Прирост налога на имущество

$$\Delta H_{им1} = 40031 * 0,02 = 800 \text{ тыс. руб.} \quad (41)$$

Найдем налог на прибыль

$$\Delta П_{обл.нал.1} = 1810852 - 417829 - 5718 - 800 = 1386505 \text{ тыс.руб.} \quad (42)$$

$$\Delta H_{пр1} = 1386505 * 0,3 = 415951,5 \text{ тыс.руб.} \quad (43)$$

$$\Delta H_1 = 800 + 415951,5 = 416751,5 \text{ тыс.руб.} \quad (44)$$

### 5. Расчетный период 10 лет

### 6. Рассчитаем прирост потока денежной наличности

$$\Delta ПДН_1 = 1810852 - 417829 - 45749 - 416752 = 930522 \text{ тыс.руб.} \quad (45)$$

### 7. Рассчитаем прирост накопленного потока денежной наличности

$$\Delta НПДН_1 = \Delta ПДН = 930522 \text{ тыс.руб.} \quad (46)$$

### 8. Коэффициент дисконтирования $\alpha_1 = 1$

### 9. Прирост дисконтированного потока денежной наличности

$$\Delta ДПДН_3 = 930522 \text{ тыс.руб.} \quad (47)$$

### 10. Найдем прирост чистой текущей стоимости

$$\Delta ЧТС_3 = 930522 \text{ тыс.руб.} \quad (48)$$

## **ЗАКЛЮЧЕНИЕ**

1. Установлено, что при гидроочистке дизельной фракции 200-350°C содержащей 0,376 (%масс.) серы при объёмной скорости подачи сырья 4 ч<sup>-1</sup> необходимо 277 м<sup>3</sup> катализатора.

2. Рассчитаны материальный и тепловой балансы, размеры реактора, печь.

3. В результате увеличения мощности установки по сырью в 1,5 раза, снижается содержание серы до 0,009% масс за счет оптимизации реактора

4. Экономическая оценка показала, что дополнительная прибыль от реализации продукции составит 5791,0 млн. руб. Период возврата дополнительных капитальных вложений, окупается в первый год