

РУКОВОДЯЩИЙ НОРМАТИВНЫЙ ДОКУМЕНТ

МЕТОДИКА ГИДРАВЛИЧЕСКОГО РАСЧЕТА  
АБСОРБЦИОННЫХ КОЛОНН С КОНТАКТНО-  
СЕПАРАЦИОННЫМИ ТАРЕЛКАМИ

РД 0352-101-86

УТВЕРЖАЮ

Начальник ЦКЕН

И. К. Глушко

" 21 " 03 1986 г.

Группа Г47

---

РУКОВОДЯЩИЙ НОРМАТИВНЫЙ ДОКУМЕНТ

---

МЕТОДИКА ГИДРАВЛИЧЕСКОГО РАСЧЕТА  
АБСОРЦИОННЫХ КОЛОНН С КОНТАКТНО-  
СЕПАРАЦИОННЫМИ ТАРЕЛКАМИ

РД 0352-101-86

Введен впервые

---

Указанием по ЦКЕН от 05.05.1986 г. № 13 срок введения  
установлен с 01.06. 1986 г.

Настоящий нормативный документ распространяется на методику гидравлического расчета **массообменной секции** абсорбционных колонн с контактно-сепарационными тарелками, применяемых на объектах промышленной подготовки газа и газового конденсата, газоперерабатывающих предприятиях и др. объектах газовой и нефтяной промышленности.

Методика выполнена на условия применения массообменных элементов по чертежу ГПР 340.00.000. Максимальный объемный расход жидкости, проходящей через один элемент не должен превышать  $0,15 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

---

## I. УСЛОВНЫЕ ОБОЗНАЧЕНИЯ

- I.1.  $\Phi_{к-с}$  - фактор скорости газа в контактно-сепарационном элементе при номинальной объемной производительности по газу;
- I.2.  $C$  - фактор нагрузки;
- I.3.  $q_{ном(мах)}$  - номинальная (максимальная) объемная производительность по газу в рабочих условиях,  $м^3/с$ ;
- I.4.  $L_v$  - максимальный объемный расход жидкости на единицу длины сливной планки,  $м^2/ч$  ( $м^3/м \cdot ч$ );
- I.5.  $\rho_T$  - плотность газа в рабочих условиях,  $кг/м^3$ ;
- I.6.  $\rho_{ж}$  - плотность жидкости в рабочих условиях,  $кг/м^3$ ;
- I.7.  $\rho'_{ж}$  - плотность жидкости по отношению к плотности воды;
- I.8.  $\rho'_П$  - плотность вспененной жидкости по отношению к плотности исходной жидкости;
- I.9.  $W_{доп}$  - допустимая скорость газа в контактно-сепарационном элементе,  $м/с$ ;
- I.10.  $W_{к-с}$  - скорость газа в контактно-сепарационном элементе,  $м/с$ ;
- I.11.  $W_{пер}$  - скорость жидкости в переливе,  $м/с$ ;
- I.12.  $W_{гл}$  - скорость газа в паровой патрубке глухой тарелки при рабочих условиях,  $м/с$ ;
- I.13.  $W_0$  - скорость газа в паровой патрубке глухой тарелки при атмосферном давлении,  $м/с$ ;
- I.14.  $W_{ж}$  - скорость движения жидкости на глухой тарелке,  $м/с$ ;
- I.15.  $f_{эл}$  - площадь сечения элемента,  $м^2$ ;
- I.16.  $f_{раб}$  - рабочая площадь тарелки, занимаемая одним элементом,  $м^2$ ;
- I.17.  $F_{раб}$  - рабочая площадь контактно-сепарационной тарелки,  $м^2$ ;
- I.18.  $F_{пер}$  - площадь сечения перелива,  $м^2$ ;

- 1.19.  $L_{\text{ном(мах)}}$  - номинальная (максимальная) массовая производительность по жидкости, кг/ч;
- 1.20.  $F_k''$  - площадь сечения колонны без учета площади опорных балок и опорных колец,  $\text{м}^2$ ;
- 1.21.  $n_{\text{ц}}$  - кратность циркуляции;
- 1.22.  $h_{\text{з.п.}}$  - высота затворной планки приемного кармана, м;
- 1.23.  $d_{\text{тр}}$  - внутренний диаметр сливной трубы, м;
- 1.24.  $F_{\text{оп.б.}}$  - площадь опорных балок,  $\text{м}^2$ ;
- 1.25.  $F_k'$  - площадь сечения колонны с учетом площади опорных балок,  $\text{м}^2$ ;
- 1.26.  $F_I$  - площадь сегментного перелива тарелок,  $\text{м}^2$ ;
- 1.27.  $F_2$  - площадь сегмента приемного кармана,  $\text{м}^2$ ;
- 1.28.  $F_{\text{к.р.}}$  - расчетная площадь сечения колонны,  $\text{м}^2$ ;
- 1.29.  $F_k$  - площадь колонны стандартного диаметра,  $\text{м}^2$ ;
- 1.30.  $d_{\text{эл.}}$  - внутренний диаметр патрубка контактно-сепарационного элемента, м;
- 1.31.  $C_{\text{эл}}$  - расстояние между элементами по наружному диаметру патрубка, м;
- 1.32.  $D''$  - диаметр колонны без учета площади опорных бадок и опорных колец, м;
- 1.33.  $D'$  - диаметр колонны с учетом площади опорных балок, м;
- 1.34.  $D_p$  - расчетный диаметр колонны, м;
- 1.35.  $D$  - стандартный диаметр колонны, м;
- 1.37.  $d_{\text{гл}}$  - внутренний диаметр патрубка глухой тарелки, м;
- 1.38.  $n_{\text{к-с}}$  - число контактно-сепарационных элементов на тарелке;
- 1.39.  $n_0$  - число опорных балок;
- 1.40.  $a$  - ширина полотна тарелки, м;
- 1.41.  $a_1, a_2$  - длина хорды сегмента, соответственно, перелива и

приемного кармана тарелки, м;

I.42.  $a_4$  - линейный размер наиболее узкого сечения перелива, м;

I.43.  $b$  - ширина полотна тарелки, требуемая под опорную балку, м;

I.44.  $e$  - ширина полотна тарелки, требуемая под опорное кольцо, м;

I.45.  $\alpha_1, \alpha_2$  - центральный угол сегмента соответственно перелива и приемного кармана тарелки, град;

I.46.  $h_1, h_2$  - величина стрелки сегмента соответственно перелива и приемного кармана, м;

I.47.  $\Delta h_1$  - зазор между сливной планкой и перегородкой приемного кармана, м;

I.48.  $n_{тр}$  - число сливных труб;

I.49.  $\Delta h$  - подпор жидкости над сливной планкой, м;

I.50.  $h_{п}$  - высота регулируемой сливной планки, м;

I.51.  $h_{ж}$  - высота слоя светлой жидкости в переливном устройстве тарелки (кроме нижней), м;

I.52.  $h_4$  - недоход сливной планки до полотна тарелки, м;

I.53.  $h'_{п}$  - высота вспененной жидкости в переливном устройстве тарелки (кроме нижней), м;

I.54.  $h_{жн}$  - высота слоя светлой жидкости в переливном устройстве нижней тарелки, м;

I.55.  $h'_{пн}$  - высота вспененной жидкости в переливном устройстве нижней тарелки, м;

I.56.  $\ell_{ж}$  - ~~коэффициент~~ **объемный расход жидкости**, проходящей через один элемент, м<sup>3</sup>/ч;

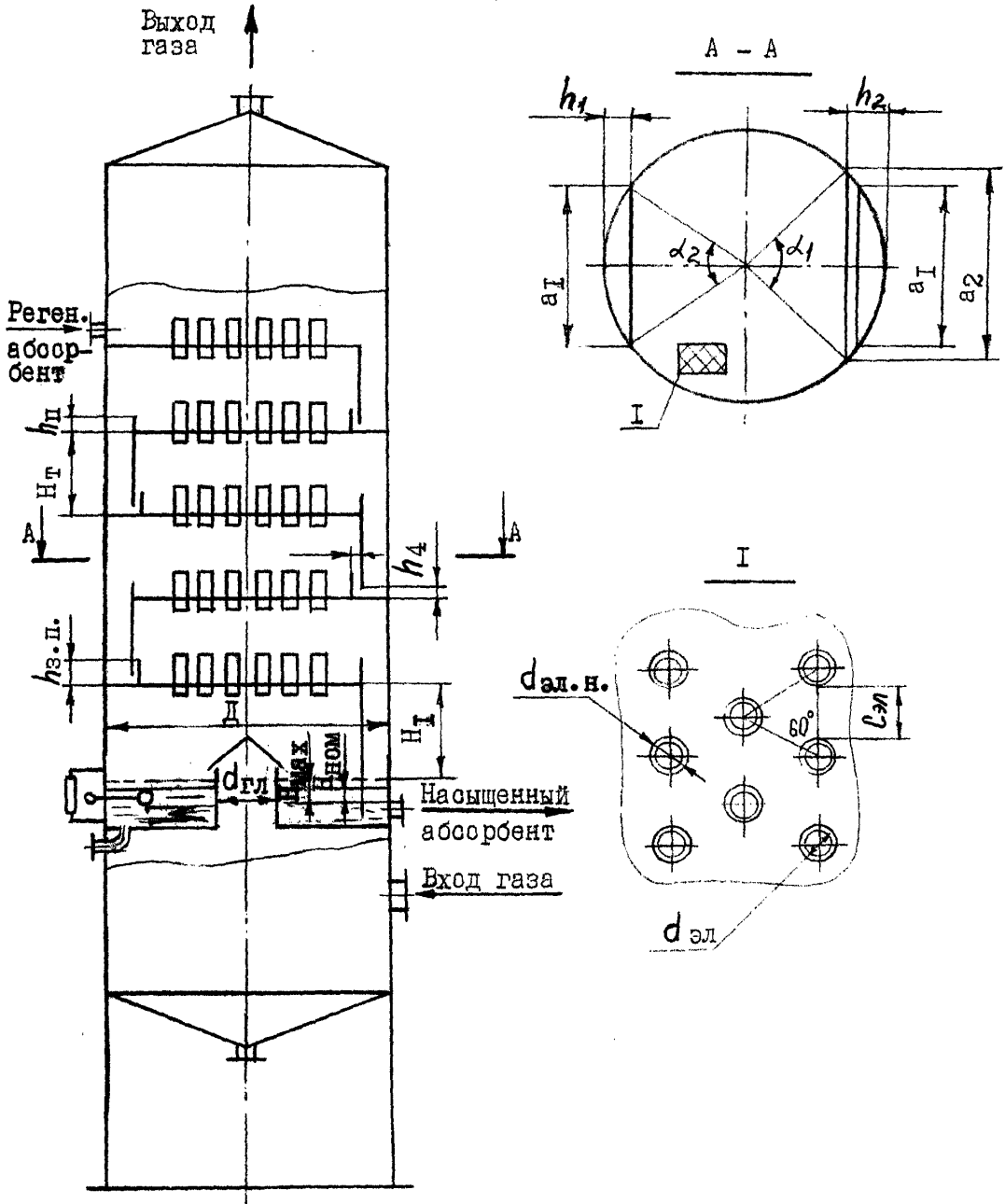
I.57.  $H_{ж}$  - высота слоя светлой жидкости на тарелке, м;

I.58.  $H_{т}$  - расстояние между тарелками, м;

I.59.  $H_{ном(мах, мин)}$  - номинальный (максимальный, минимальный) уровень жидкости на глухой тарелке, м;

- I.60.  $H_I$  - расстояние от нижней тарелки до максимального уровня жидкости на глухой тарелке, м;
- I.61.  $\xi_{к-с}$  - коэффициент сопротивления тарелки;
- I.62.  $K_{\max(\min)}$  - коэффициент предельного отклонения производительности;
- I.63.  $K_I$  - коэффициент запаса на площадь переливных перегородок;
- I.64.  $K_2$  - коэффициент;
- I.65.  $\Delta P$  - общий перепад давления тарелки, мм вод. ст.;
- I.66.  $\Delta P_{\text{сух}}$  - перепад давления на "сухой" тарелке, мм вод. ст.;
- I.67.  $\Delta P_{\text{ж}}$  - потеря напора газового потока в слое жидкости на тарелке, мм вод. ст.;
- I.68.  $P$  - абсолютное рабочее давление в колонне, МПа;
- I.69.  $\tau_{\text{доп}}$  - допустимое время пребывания жидкости на глухой тарелке, мин.;
- I.70.  $\Delta P_0$  - общее гидравлическое сопротивление тарелок, МПа;
- I.71.  $\Delta P_{\text{гл}}$  - гидравлическое сопротивление патрубка глухой тарелки, мм вод. ст.;
- I.72.  $\xi_{\text{гл}}$  - коэффициент сопротивления патрубка глухой тарелки;
- I.73.  $\xi_{\text{вх}}$  - коэффициент сопротивления на входе патрубка глухой тарелки;
- I.74.  $\xi_{\text{вых}}$  - коэффициент сопротивления на выходе патрубка глухой тарелки;
- I.75.  $K_{\text{п}}$  - коэффициент неучтенных потерь;
- I.76.  $n$  - число контактно-сепарационных тарелок;
- I.77.  $d_{\text{эл.н.}}$  - наружный диаметр патрубка контактно-сепарационного элемента, м;
- I.78.  $e_{\text{г}}$  - относительный массовый унос жидкости с газом с верхней тарелки, %;
- I.79.  $K_{\text{мин}}$  - требуемый коэффициент уменьшения производительности (по опросному листу).

2. АБСОРБЦИОННАЯ КОЛОННА



## 3. ДАННЫЕ ДЛЯ РАСЧЕТА

3.1. Номинальная объемная производительность по газу в рабочих условиях, $Q_{ном}$	-	м <sup>3</sup> /с
3.2. Коэффициент предельного отклонения производительности, $K_{max(мин)}$	-	1,1(0,5)
3.3. Абсолютное рабочее давление в колонне, P	-	МПа
3.4. Плотность газа в рабочих условиях, $\rho_T$	-	кг/м <sup>3</sup>
3.5. Номинальная (максимальная) массовая производительность по жидкости, $L_{ном(мах)}$	-	кг/ч
3.6. Плотность жидкости в рабочих условиях, $\rho_K$	-	кг/м <sup>3</sup>
3.7. Внутренний диаметр патрубка контактно-сепарационного элемента, $d_{эл}$	-	0,06 м
3.8. Расстояние между элементами по наружному диаметру патрубка, $C_{эл}$	-	0,038 м
3.9. Высота регулируемой сливной планки на тарелке, $h_{п}$ :		
1) максимальная	-	0,08 м
2) минимальная	-	0,00 м
3) номинальная	-	0,05 м
3.10. Коэффициент сопротивления тарелки, $\xi_{к-с}$	-	8
3.11. Ширина полотна тарелки, а	-	0,3 м
3.12. Ширина полотна тарелки, требуемая под опорную балку, $\beta$	-	0,06 м
3.13. Ширина полотна тарелки, требуемая под опорное кольцо, e	-	0,04 м
3.14. Скорость газа в первом патрубке глухой тарелки при атмосферном давлении, $W_0$	-	25 м/с
3.15. Допустимое время пребывания жидкости на глухой тарелке, $T_{доп}$	-	3 мин
3.16. Скорость жидкости в переливе, $W_{пер}$	-	от 0,1 до 0,2 м/с
3.17. Коэффициент, $K_2$	-	250
3.18. Число контактно-сепарационных тарелок, //	-	шт



3.19. Наружный диаметр патрубка контактно-  
сепарационного элемента,  $d_{\text{эл.н.}}$

- 0,062 м

4. ГИДРАВЛИЧЕСКИЙ РАСЧЕТ КОЛОНН С КОНТАКТНО-СЕПАРАЦИОННЫМИ ТАРЕЛКАМИ

4. I. Определение числа контактно-сепарационных элементов на тарелке

4. I. I. Допустимая скорость газа в контактно-сепарационном элементе

$$W_{\text{доп}} = \frac{\Phi_{\text{к-с}}}{\sqrt{\rho_{\Gamma}}} , \text{ м/с.}$$

где  $\Phi_{\text{к-с}}$  - фактор скорости газа в контактно-сепарационном элементе при номинальной объемной производительности по газу определен экспериментально и принимается по табл. I.

Таблица I.

Наименование процесса	Давление, МПа	Температура, °C	$\Phi_{\text{к-с}}$	$\rho'_{\text{п}}$
1. Гликолевая осушка газов, не подлежащих очистке от кислых компонентов $\text{H}_2\text{S}$ и $\text{CO}_2$	5-10,0	5-40	24,3	0,55
2. Гликолевая осушка газов, подлежащих очистке от кислых компонентов $\text{H}_2\text{S}$ и $\text{CO}_2$	" "	" "	16,0	0,40

Для других процессов (например, абсорбции углеводородов) с тем же массовым соотношением жидкостных и газовых нагрузок, что и в процессах гликолевой осушки, фактор скорости определяется по формуле

$$\Phi_{\text{к-с}} = C \sqrt{\rho_{\text{ж}} - \rho_{\Gamma}} ,$$

где  $C = 0,755$  - фактор нагрузки (определен для фактора скорости  $\Phi_{\text{к-с}} = 24,3$ ,  $\rho_{\Gamma} = 60-70 \text{ кг/м}^3$  и  $\rho_{\text{ж}} = 1100 \text{ кг/м}^3$ ),  $\rho'_{\text{п}}$  принять 0,55.

Для новых пределов давлений и температур  $\Phi_{\text{к-с}}$  принимается по по табл. I с последующим уточнением расчетных параметров по результатам приемочных испытаний опытного оборудования.

4.1.2. Число контактно-сепарационных элементов на тарелке

$$n'_{к-с} = \frac{q_{НОМ}}{f_{эл} \cdot W_{доп}},$$

где  $f_{эл} = 0,785 d_{эл}^2$ , м<sup>2</sup>

Расчетное значение  $n'_{к-с}$  округляется до ближайшего большего целого значения  $n_{к-с}$ .

4.2. Определение предварительного диаметра колонны

4.2.1. Рабочая площадь контактно-сепарационной тарелки

$$F_{раб} = n_{к-с} \cdot f_{раб}, \text{ м}^2$$

где  $f_{раб}$  - рабочая площадь тарелки, занимаемая одним элементом, определяется в зависимости от разбивки элементов на полотне тарелки. При разбивке по равносравненному треугольнику

$$f_{раб} = (d_{эл.н.} + c_{эл})^2 \cdot \sin 60^\circ, \text{ м}^2$$

4.2.2. Площадь сечения перелива

$$F_{пер} = \frac{L_{\max} \cdot K_I}{3600 \cdot W_{пер} \cdot \rho_{ж}}, \text{ м}^2$$

где  $W_{пер}$  - скорость жидкости в переливе принимается из условия

$$W_{пер} = 0,1 - 0,2 \text{ м/с} \quad /I/$$

$K_I$  - коэффициент запаса на площадь переливных перегородок принимается равным 1,05.

4.2.3. Площадь свободного сечения колонны без учета площади опорных балок и опорных колец

$$F_K'' = F_{\text{рас}} + 2 F_{\text{пер}}, \text{ м}^2$$

4.2.4. Диаметр колонны без учета площади опорных балок и опорных колец

$$D'' = 1,13 \sqrt{F_K''}, \text{ м}$$

4.2.5. Число опорных балок

$$n'_0 = \frac{D''}{a} - 1,$$

где  $a$  - ширина полотна тарелки определяется конструктивно в зависимости от размеров лика и количества рядов элементов на полотне.

Полученное значение  $n'_0$  округлить до ближайшего большего целого числа  $n_0$ .

4.2.6. Площадь опорных балок

$$F_{\text{оп.б.}} = b \cdot D'' \cdot n_0, \text{ м}^2;$$

где  $b$  - ширина полотна тарелки под опорную балку (определяется конструктивно).

4.2.7. Площадь сечения колонны с учетом площади опорных балок

$$F_K' = F_K'' + F_{\text{оп.б.}}, \text{ м}^2$$

4.2.8. Диаметр колонны с учетом площади опорных балок

$$D' = 1,13 \sqrt{F_K'}, \text{ м}$$

4.3. Определение размеров переливного устройства

4.3.1. Длина хорды  $a'_I$ , центральный угол  $\alpha'_I$  и площадь сегмент-

ного перелива  $F'_I$  тарелок определяются путем решения системы уравнений /2/:

$$h_I = \frac{D'_I}{2} \left( 1 - \cos \frac{\alpha'_I}{2} \right), \text{ м} \quad (4.1.)$$

$$a'_I = D'_I \cdot \sin \frac{\alpha'_I}{2}, \text{ м} \quad (4.2.)$$

$$F'_I = \frac{(D'_I)^2}{8} \left( \frac{\pi \alpha'_I}{180} - \sin \alpha'_I \right), \text{ м}^2 \quad (4.3.)$$

Из уравнения (4.1.) определяется угол  $\alpha'_I$  при минимальной величине стрелки  $h_{I\text{мин}} = 0,1 \text{ м}$  по формуле

$$\alpha'_I = 2 \arccos \left( 1 - \frac{2h_{I\text{мин}}}{D'_I} \right), \text{ град}$$

Проверка условия  $\alpha'_I < 180^\circ$ . Далее решаются уравнения (4.2.) и (4.3.) с последующей проверкой условия  $F'_I \geq F'_{\text{пер}}$ . При невыполнении увеличивается  $h_{I\text{мин}}$  с шагом 0,01 м с последующим пересчетом значений по п. 4.3.1. При  $\alpha'_I \geq 180^\circ$  корректируются исходные данные.

4.3.2. Длина хорды  $a'_2$ , центральный угол  $\alpha'_2$  и площадь сегмента приемного кармана  $F'_2$  определяются путем решения системы уравнений, аналогичной в п. 4.3.1. :

$$h_2 = \frac{D'_2}{2} \left( 1 - \cos \frac{\alpha'_2}{2} \right), \text{ м}$$

Из данного уравнения определяется угол  $\alpha'_2$ , как

$$\alpha'_2 = 2 \arccos \left( 1 - \frac{2h_2}{D'_2} \right), \text{ град,}$$

где  $h_2 = h_I + \Delta h_I$ , м

$\Delta h_I$  - зазор между сплошной планкой и перегородкой приемного кармана принимается из условия  $\Delta h_I = 0,04 \text{ м}$ .

Далее рассчитываются

$$a'_2 = D' \cdot \sin \frac{\alpha'_2}{2}, \text{ м}$$

$$F'_2 = \frac{(D')^2}{8} \left( \frac{\pi \alpha'_2}{180} - \sin \alpha'_2 \right), \text{ м}^2$$

#### 4.4. Определение стандартного диаметра колонны

##### 4.4.1. Расчетная площадь сечения колонны

$$F_{\text{к.р.}} = F_{\text{раб}} + F_{\text{оп.б.}} + F'_1 + F'_2, \text{ м}^2$$

##### 4.4.2. Расчетный диаметр колонны

$$D_p = 1,13 \sqrt{F_{\text{к.р.}}} + 2e, \text{ м},$$

где  $e$  - ширина полотна тарелки, требуемая под опорное кольцо (принимается конструктивно).

По расчетному диаметру колонны  $D_p$  принимается ближайший больший диаметр колонны  $D$ , соответствующий нормальному ряду диаметров по ГОСТ 9617-76, при  $D_p > D$  расчет закончить.

##### 4.4.3. Площадь колонны стандартного диаметра

$$F_{\text{к}} = 0,785 D^2, \text{ м}^2$$

##### 4.4.4. Уточнение размеров перелива

$$\alpha_I = \arccos \left( 1 - \frac{2h_I}{D} \right), \text{ град}$$

$$a_I = D \cdot \sin \frac{\alpha_I}{2}, \text{ м}$$

$$F_I = \frac{D^2}{2} \left( \frac{\pi \alpha_I}{180} - \sin \alpha_I \right), \text{ м}^2$$

В расчете принять  $h_1$  в соответствии с п. 4.3.1.

$$\alpha_2 = 2 \arccos \left( 1 - \frac{2 h_2}{D} \right), \text{ град}$$

$$a_2 = D \sin \frac{\alpha_2}{2}, \text{ м}$$

$$F_2 = \frac{D^2}{8} \left( \frac{\pi \alpha_2}{180} - \sin \alpha_2 \right), \text{ м}^2$$

$h_2$  принять по п. 4.3.2.

4.4.5. Максимальный объемный расход жидкости на единицу длины сливной планки

$$L_v = \frac{L_{\max}}{\rho_{\text{ж}} \cdot a_1} \leq 50, \text{ м}^2/\text{ч} \text{ (м}^3/\text{м} \cdot \text{ч)}$$

При невыполнении условия принять следующий больший диаметр колонны  $D$  по ГОСТ 9617-76 с последующим пересчетом параметров с п. 4.4.3.

4.5. Расчет гидравлического сопротивления тарелок

4.5.1. Общий перепад давления тарелки

$$\Delta P = \Delta P_{\text{сух}} + \Delta P_{\text{ж}} \approx \Delta P_{\text{сух}}, \text{ мм вод. ст.}$$

Перепад давления на "сухой" тарелке

$$\Delta P_{\text{сух}} = \sum_{\text{к-с}} \frac{W_{\text{к-с}}^2 \cdot \rho_{\text{г}}}{2g}, \text{ мм вод. ст.},$$

где  $\sum_{\text{к-с}}$  - коэффициент сопротивления тарелки принимается равным 8.

Скорость газа в контактно-сепарационном элементе

$$W_{\text{к-с}} = \frac{q_{\max}}{n_{\text{к-с}} \cdot f_{\text{эл}}}, \text{ м/с},$$

где  $q_{\max} = K_{\max} \cdot q_{\text{ном}}, \text{ м}^3/\text{с}$

4.5.2. Высота регулируемой сливной планки на тарелке принимается равной

- 1) для нижней тарелки  $h_{п \text{ макс}} = 0,03 \text{ м}$ ,
- 2) для верхней тарелки  $h_{п \text{ мин}} = 0,00 \text{ м}$ ,
- 3) для остальных тарелок  $h_{п \text{ ном}} = 0,05 \text{ м}$ .

4.5.3. Подпор жидкости над сливной планкой

$$\Delta h = 0,0031 L_v^{2/3}, \text{ м}$$

4.5.4. Высота слоя светлой жидкости на тарелке

$$H_{ж} = h_{п} + \Delta h, \text{ м}$$

4.5.5. Объемный расход жидкости, проходящей через один элемент при номинальной высоте сливной планки определяется по экспериментальной формуле

$$v_{ж. \text{ ном.}} = 0,054 + 1,14 h_{п. \text{ ном.}}, \text{ м}^3/\text{ч}$$

4.5.6. Условие нормальной работы тарелки

$$v_{ж. \text{ ном.}} n_{к-с} \geq \frac{L_{\text{макс}}}{\rho_{ж}}$$

При невыполнении условия принять  $h_{п. \text{ ном.}} = h_{п. \text{ макс}}$  и повторить расчет с п. 4.5.5. При следующем невыполнении условия увеличить

$n_{к-с}$  до требуемой величины с последующей проверкой условия  $K_{\text{мин}} W_{\text{доп}} \leq W'_{\text{доп}} \cdot K'_{\text{мин}}$ , в котором  $W_{\text{доп}}$  определяется по п. 4.1.1.,  $W'_{\text{доп}}$  - из формулы п. 4.1.2 с подстановкой нового значения  $n_{к-с}$ .

4.5.7. Кратность циркуляции жидкости на тарелке

$$n_{\text{ц}} = \frac{v_{ж. \text{ мин.}} n_{к-с}}{L_{\text{макс}}} \rho_{ж}$$



4.6. Расчет гидравлического сопротивления переливного устройства тарелок (кроме нижней) и определение расстояния между тарелками

4.6.1. Высота слоя светлой жидкости в переливном устройстве тарелки, кроме нижней

$$h_{\text{ж}} = h_{\text{з.п.}} + \Delta h + \frac{\Delta P}{10^3 \rho'_{\text{ж}}} + \frac{\Delta P_{\text{ж.п.}}}{10^3 \rho'_{\text{ж}}}, \text{ м.}$$

где  $h_{\text{з.п.}}$  - высота затворной планки приемного кармана принимается равной 0,1 м

$\rho'_{\text{ж}}$  - плотность жидкости по отношению к плотности воды определяется по формуле

$$\rho'_{\text{ж}} \approx \frac{\rho_{\text{ж}}}{1000}$$

Сопротивление движению жидкости в переливе

$$\Delta P_{\text{ж.п.}} = K_2 \left( \frac{lv}{3600 \cdot a_4} \right)^2, \text{ мм вод.ст.,}$$

где  $K_2$  - коэффициент, принимается равным 250 /3/;

$a_4$  - линейный размер наиболее узкого сечения перелива выбирается по меньшему из значений:

$$a_4 = h_2 - h_1 \text{ или } a_4 = h_4, \text{ м.}$$

где  $h_4$  - недовод сливной планки до полотна тарелки принимается конструктивно из условия

$$h_4 = 0,04, \text{ м}$$

4.6.2. Высота вспененной жидкости в переливном устройстве тарелок (кроме нижней)

$$h'_{\text{п}} = \frac{h_{\text{ж}}}{\rho'_{\text{п}}}, \text{ м}$$

$\rho_{\Pi}'$  - плотность вспененной жидкости по отношению к плотности исходной жидкости принимается по табл. I.

4.6.3. Условие нормальной работы переливного устройства тарелок (кроме нижней)

$$h'_{\Pi} < H_T + h_{\Pi.ном.},$$

откуда определяется расстояние между тарелками, как

$$H_T > h'_{\Pi} - h_{\Pi.ном.} \cdot \text{м}$$

и округляется до ближайшего большего значения по ГОСТ 21944-76.

#### 4.7. Расчет высоты столба жидкости на глухой тарелке

##### 4.7.1. Внутренний диаметр патрубка глухой тарелки

$$d'_{\text{гл}} = 1,13 \sqrt{\frac{q_{\text{max}}}{W_{\text{гл}}}}, \text{ м}$$

Скорость газа в паровом патрубке глухой тарелки

$$W_{\text{гл}} = \frac{W_0}{\sqrt{10,1 \cdot P}}, \text{ м/с,} \quad /3/$$

где  $W_0$  - скорость газа в паровом патрубке глухой тарелки при атмосферном давлении принимается равной 25 м/с.

По полученному значению  $d'_{\text{гл}}$  принимается ближайший стандартный диаметр патрубка  $d_{\text{гл}}$ .

##### 4.7.2. Номинальный уровень жидкости на глухой тарелке

$$H_{\text{ном}} = \tau_{\text{доп}} \cdot W_{\text{ж}} \cdot 60 \geq 0,35 \text{ м}$$

где  $\tau_{\text{доп}}$  - время пребывания жидкости на глухой тарелке, выбирается из условия  $\tau_{\text{доп}} = 3-5$  мин (для насосов),  $\tau_{\text{доп}} = 1-3$  мин (для клапанов).

При  $H_{\text{ном}} < 0,35$  м принять  $H_{\text{ном}} = 0,35$  м.

Скорость движения жидкости на глухой тарелке

$$W_{\text{ж}} = \frac{L_{\text{ном}}}{0,785 (D^2 - d_{\text{пл}}^2) \cdot 3600 \cdot \rho_{\text{ж}}}, \text{ м/с}$$

Расчетное значение  $H_{\text{ном}}$  округлить до второго десятичного знака.

4.7.3. Максимальный уровень жидкости на глухой тарелке

$$H_{\text{мах}} = H_{\text{ном}} + 0,15, \text{ м}$$

4.7.4. Минимальный уровень жидкости на глухой тарелке

$$H_{\text{мин}} = H_{\text{ном}} - 0,15, \text{ м}$$

4.8. Расчет гидравлического сопротивления переливного устройства нижней тарелки

4.8.1. Высота слоя светлой жидкости в переливном устройстве нижней тарелки

$$h_{\text{ж.н.}} = H_{\text{мах}} + \frac{4 P_{\text{ж-с}}}{10^3 \cdot \rho'_{\text{ж}}} + \frac{4 P_{\text{ж.п.}}}{10^3 \cdot \rho'_{\text{ж}}}, \text{ м}$$

4.8.2. Высота вспененной жидкости в переливном устройстве нижней тарелки

$$h'_{\text{п.н.}} = \frac{h_{\text{ж.н.}}}{\rho'_{\text{п}}}, \text{ м}$$

4.8.3. Условие нормальной работы переливного устройства нижней тарелки

$$h'_{\text{п.н.}} < H_{\text{мах}} + H_{\text{I}} + h_{\text{п.мах}}, \text{ м},$$

откуда  $H_{\text{I}}$  - расстояние от нижней тарелки до максимального уровня жидкости на глухой тарелке определяется как

$$H_{\text{I}} \geq h'_{\text{п.н.}} - h_{\text{п.мах}} - H_{\text{мах}} \geq H_{\text{T}}, \text{ м}$$

Полученное значение  $H_1$  округлить до первого десятичного знака.

4.9. Расчет переливного устройства нижней тарелки, выполненного в виде сливной трубы

4.9.1. Внутренний диаметр сливной трубы

$$d'_{\text{тр}} = 1,13 \sqrt{\frac{F_{\text{пер}}}{n_{\text{тр}}}}, \text{ м.},$$

где  $n_{\text{тр}} \geq 1$  - число сливных труб. Значение  $n_{\text{тр}} > 1$  принимается при  $d'_{\text{тр}} > 200$  мм.

По полученному значению  $d'_{\text{тр}}$  принимается ближайший больший стандартный диаметр трубы  $d_{\text{тр}}$ .

4.9.2. Высота слоя светлой жидкости в переливном устройстве нижней тарелки

$$h_{\text{ж.п.}} = H_{\text{мах}} + \frac{\Delta P_{\text{ж.в.}}}{10^3 \rho'_{\text{ж}}} + \frac{\Delta P_{\text{ж.п.}}}{10^3 \rho'_{\text{ж}}}, \text{ м.},$$

где  $\Delta P_{\text{ж.п.}} = K_2 \left( \frac{L_v}{3600 \cdot a_4} \right)^2$ , мм вод. ст.

$$L_v = \frac{L_{\text{мах}}}{\rho_{\text{ж}} \cdot \pi d_{\text{тр}} \cdot n_{\text{тр}}} \leq 50$$

$$a_4 = 1,13 \sqrt{d_{\text{тр}}^2}$$

4.9.3. Высота испаренной жидкости в переливном устройстве нижней тарелки и расстояние от нижней тарелки до максимального уровня жидкости на глухой тарелке определяются по п.п. 4.8.2., 4.8.3.

4.10. Общее гидравлическое сопротивление тарелок

$$\Delta P_0 = K_{II}(n \Delta P + \Delta P_{гд}) \cdot 10^{-5}, \text{ МПа}$$

Гидравлическое сопротивление патрубка глухой тарелки

$$\Delta P_{гд} = \xi_{гд} \frac{W_{гд}^2 \rho_{гд}}{2g}, \text{ мм вод. ст.},$$

где  $\xi_{гд}$  - коэффициент сопротивления патрубка глухой тарелки определяется по формуле  $\xi_{гд} = \xi_{вх} + \xi_{вых}$ .

где  $\xi_{вх} = 0,5$ ;  $\xi_{вых} = 1,5$  - коэффициенты сопротивления соответственно на входе и выходе патрубка глухой тарелки;

$K_{II} = 1,1$  - коэффициент неучтенных потерь;

$n$  - число контактно-сепарационных тарелок.

4.11. Относительный массовый унос жидкости с газом с верхней тарелки  $e_{ж} = 0,2\%$  (принят по результатам приемочных испытаний). Для новых пределов параметров процесса унос уточняется по результатам новых приемочных испытаний.

Пример расчета абсорбера по данной "Методике" приведен в приложении I.

Исполнитель - ЦКБН

Главный инженер

Зав. отделом  
стандартизации

Зав. отделом разработки

ГКП

Конструктор I категории

Ю.А. Кашицкий

А.Д. Пролесковский

О.С. Петрашкевич

Г.К. Зиберт

Л.Б. Галкина

Согласовано:

ГКП метрологической  
службы

Зав. отделом № 19

Зав. сектором ЭМ

Л.И. Балезова

Б.П. Хохлов

В.С. Сергеев

## ПРИЛОЖЕНИЕ I

## Справочное

## ПРИМЕР РАСЧЕТА

## I. ДАННЫЕ ДЛЯ РАСЧЕТА

I.1. Номинальная объемная производительность по газу в рабочих условиях, $q_{\text{ном}}$	- 1,39 м <sup>3</sup> /с
I.2. Коэффициент предельного отклонения производительности, $K_{\text{max(мин)}}$	- 1,1 (0,5)
I.3. Абсолютное рабочее давление в колонне, P	- 8,1 МПа
I.4. Плотность газа в рабочих условиях, $\rho_{\text{Г}}$	- 71,5 кг/м <sup>3</sup>
I.5. Номинальная (максимальная) массовая производительность по жидкости, $L_{\text{ном(мах)}}$	- 15470 кг/ч
I.6. Плотность жидкости в рабочих условиях, $\rho_{\text{ж}}$	- 1105 кг/м <sup>3</sup>
I.7. Внутренний диаметр патрубка контактно-сепарационного элемента, $d_{\text{эл}}$	- 0,06 м
I.8. Расстояние между элементами по наружному диаметру патрубка, $S_{\text{эл}}$	- 0,038 м
I.9. Высота регулируемой сливной планки на тарелке, $h_n$ :	
1) максимальная	- 0,08 м
2) минимальная	- 0,00 м
3) номинальная	- 0,08 м
I.10. Коэффициент сопротивления тарелки, $\xi_{\text{к-с}}$	- 8
I.11. Ширина полотна тарелки, a	- 0,3 м
I.12. Ширина полотна тарелки, требуемая под опорную балку, $b$	- 0,06 м
I.13. Ширина полотна тарелки, требуемая под опорное кольцо, e	- 0,05 м
I.14. Скорость газа в паровом патрубке глухой тарелки при атмосферном давлении, $W_0$	- 25 м/с
I.15. Допустимое время пребывания жидкости на глухой тарелке, $\tau_{\text{доп}}$	- 3 мин
I.16. Скорость жидкости в переливе, $W_{\text{пер}}$	- 0,15 м/с

- I.17. Коэффициент,  $K_2$  - 260  
 I.18. Число контактно-сепарационных тарелок,  $n$  - 4 шт  
 I.19. Наружный диаметр патрубка контактно-сепарационного элемента,  $d_{ал.н.}$  - 0,062 м

2. РАСЧЕТ

2.1. Определение числа контактно-сепарационных элементов на тарелке

2.1.1. Допустимая скорость газа в контактно-сепарационном элементе

$$W_{доп} = \frac{q_{к-с}}{\sqrt{P_{г'}}} = \frac{24,3}{\sqrt{71,5}} = 2,87 \text{ м/с}$$

2.1.2. Число контактно-сепарационных элементов на тарелке

$$n'_{к-с} = \frac{q_{доп}}{f_{ал} \cdot W_{доп}} = \frac{1,39}{0,00283 \cdot 2,87} = 173,75$$

$$f_{ал} = 0,85 d_{ал}^2 = 0,785 \cdot 0,062^2 = 0,00283 \text{ м}^2$$

Принимаем  $n_{к-с} = 174$ .

2.2. Определение предварительного диаметра колонны

2.2.1. Рабочая площадь контактно-сепарационной тарелки

$$F_{раб} = n_{к-с} \cdot f_{раб} = 174 \cdot 0,008526 = 1,48 \text{ м}^2$$

$$f_{раб} = (d_{ал.н.} + c_{ал})^2 \cdot \sin 60^\circ = (0,062 + 0,038)^2 \cdot 0,87 = 0,008526 \text{ м}^2$$

2.2.2. Площадь сечения перелива

$$F_{пер} = \frac{L_{max} \cdot K_I}{3600 \cdot W_{пер} \cdot P_{ж}} = \frac{15470 \cdot 1,05}{3600 \cdot 0,15 \cdot 1105} = 0,0272 \text{ м}^2$$

2.2.3. Площадь свободного сечения колонны без учета площади

опорных балок и опорных колец

$$F_K'' = F_{\text{раб}} + 2 F_{\text{пер}} = 1,48 + 2 \cdot 0,0272 = 1,534 \text{ м}^2$$

2.2.4. Диаметр колонны без учета площади опорных балок и опорных колец

$$D'' = 1,13 \sqrt{F_K''} = 1,13 \sqrt{1,534} = 1,4 \text{ м}$$

2.2.5. Число опорных балок

$$n'_0 = \frac{D''}{a} - 1 = \frac{1,4}{0,3} - 1 = 3,7$$

Принимаем  $n_0 = 4$ .

2.2.6. Площадь опорных балок

$$F_{\text{оп.б.}} = b \cdot D'' \cdot n_0 = 0,06 \cdot 1,4 \cdot 4 = 0,336 \text{ м}^2$$

2.2.7. Площадь сечения колонны с учетом площади опорных балок

$$F_K' = F_K'' + F_{\text{оп.б.}} = 1,534 + 0,336 = 1,87 \text{ м}^2$$

2.2.8. Диаметр колонны с учетом площади опорных балок

$$D' = 1,13 \sqrt{F_K'} = 1,13 \sqrt{1,87} = 1,545 \text{ м}$$

2.3. Определение размеров переливного устройства

2.3.1. Центральный угол сегментного перелива

$$\alpha'_I = 2 \arccos \left( 1 - \frac{2h_{\text{мин}}}{D'} \right) = 2 \arccos \left( 1 - \frac{2 \cdot 0,1}{1,545} \right) = 59^\circ$$

Длина хорды сегментного перелива

$$a_I = D' \cdot \sin \frac{\alpha'_I}{2} = 1,545 \cdot \sin \frac{59^\circ}{2} = 0,76 \text{ м}$$

Площадь сегментного перелива

$$F'_I = \frac{(D')^2}{8} \left( \frac{\pi \alpha'_I}{180} - \sin \alpha'_I \right) = \frac{1,545^2}{8} \left( \frac{3,142 \cdot 59^\circ}{180} - 0,857 \right) = 0,05 \text{ м}^2$$



Проверка  $F'_I = 0,05 > F'_{\text{пер}} = 0,0272$

2.3.2. Центральный угол сегмента приемного кармана

$$\alpha'_2 = 2 \arccos\left(1 - \frac{2h_2}{D}\right) = 2 \arccos\left(1 - \frac{2 \cdot 0,14}{1,545}\right) = 70^\circ$$

Длина хорды сегмента приемного кармана

$$a_2 = D' \cdot \sin \frac{\alpha'_2}{2} = 1,545 \sin \frac{70^\circ}{2} = 0,866 \text{ м}$$

Площадь сегмента приемного кармана

$$F'_2 = \frac{(D')^2}{8} \left( \frac{\pi \alpha'_2}{180} - \sin \alpha'_2 \right) = \frac{1,545^2}{8} \left( \frac{3,142 \cdot 70^\circ}{180} - \sin 70^\circ \right) = 0,084 \text{ м}^2$$

2.4. Определение стандартного диаметра колонны

2.4.1. Расчетная площадь сечения колонны

$$F'_{\text{к.р.}} = F'_{\text{раб}} + F'_{\text{оп.с.}} + F'_I + F'_2 = 1,48 + 0,336 + 0,05 + 0,084 = 1,95 \text{ м}^2$$

2.4.2. Расчетный диаметр колонны

$$D_p = 1,13 \sqrt{F'_{\text{к.р.}}} + 2e = 1,13 \sqrt{1,95} + 2 \cdot 0,05 = 1,68 \text{ м}$$

В соответствии с нормальным рядом диаметров принимаем диаметр колонны  $D = 1,8 \text{ м}$ .

2.4.3. Площадь колонны стандартного диаметра

$$F'_k = 0,785 D^2 = 0,785 \cdot 1,8^2 = 2,5434 \text{ м}^2$$

2.4.4. Уточнение размеров перелива

$$\alpha_I = 2 \arccos\left(1 - \frac{2h_I}{D}\right) = 2 \arccos\left(1 - \frac{2 \cdot 0,1}{1,8}\right) = 54,5^\circ$$

$$a_I = D \sin \frac{\alpha_I}{2} = 1,8 \sin \frac{54,5^\circ}{2} = 0,824 \text{ м}$$

$$F_1 = \frac{H^2}{8} \left( \frac{\pi d_1}{180} - \sin \alpha_1 \right) = \frac{1,8^2}{8} \left( \frac{3,142 \cdot 54,5^\circ}{180} - \sin 54,5^\circ \right) = 0,055 \text{ м}^2$$

$$\alpha_2 = 2 \arccos \left( 1 - \frac{2h_2}{D} \right) = 2 \arccos \left( 1 - \frac{2 \cdot 0,14}{1,8} \right) = 64,6^\circ$$

$$a_2 = D \cdot \frac{\sin \alpha_2}{2} = 1,8 \cdot \frac{\sin 64,6^\circ}{2} = 0,96 \text{ м}$$

$$F_2 = \frac{H^2}{8} \left( \frac{\pi d_2}{180} - \sin \alpha_2 \right) = \frac{1,8^2}{8} \left( \frac{3,142 \cdot 64,6^\circ}{180} - \sin 64,6^\circ \right) = 0,091 \text{ м}^2$$

2.4.5. Максимальный остоенный расход жидкости на единицу длины оливной планки

$$L_v = \frac{L_{\max}}{\rho_{ж} \cdot a_1} = \frac{15470}{1105 \cdot 0,824} = 17,0 \text{ м}^2/\text{ч}$$

Проверка  $17,0 < 50 \text{ м}^2/\text{ч}$

2.5. Расчет гидравлического сопротивления тарелок

2.5.1. Общий перепад давления тарелки

$$\Delta P \approx \Delta P_{\text{сух}} = \int_{k-c}^{\rho} \frac{W_{k-c}^2 \rho_{г}}{2g} = 8 \frac{(3,1)^2 \cdot 71,5}{2 \cdot 9,81} = 280,8 \text{ мм вод. ст.}$$

Скорость газа в контактно-сепарационном элементе

$$W_{k-c} = \frac{q_{\max}}{n_{k-c} \cdot F_{\text{вл}}} = \frac{1,53}{174 \cdot 0,00283} = 3,1 \text{ м/с}$$

$$q_{\max} = K_{\max} \cdot q_{\text{ном}} = 1,39 \cdot 1,1 = 1,53 \text{ м}^3/\text{с}$$

2.5.2. Подпор жидкости над оливной планкой

$$\delta h = 0,0031 L_v^{2/3} = 0,0031 \cdot 17,0^{2/3} = 0,0205 \text{ м}$$

2.5.3. Высота слоя светлой жидкости на тарелке

$$H_{ж} = h_{п} + \Delta h$$

$$H_{ж \text{ макс}} = h_{п \text{ макс}} + \Delta h = 0,03 + 0,0205 = 0,1005 \text{ м}$$

$$H_{ж \text{ мин}} = h_{п \text{ мин}} + \Delta h = 0,00 + 0,0205 = 0,0205 \text{ м}$$

$$H_{ж \text{ ном}} = h_{п \text{ ном}} + \Delta h = 0,05 + 0,0205 = 0,0705 \text{ м}$$

2.5.4. Объемный расход жидкости, проходящей через один элемент при номинальной высоте сливной планки

$$V_{ж \text{ ном}} = 0,054 + 1,14 h_{п. \text{ ном.}} = 0,054 + 1,14 \cdot 0,05 = 0,111 \text{ м}^3/\text{ч}$$

2.5.5. Условие нормальной работы тарелки

$$V_{ж \text{ ном}} \cdot n_{к-с} = 0,111 \cdot 174 = 19,314 > \frac{15470}{1105} = 14,0$$

2.5.6. Кратность циркуляции жидкости на тарелке

$$n_{ц} = \frac{V_{ж \text{ ном}} \cdot n_{к-с}}{L_{\text{макс}}} \cdot \rho_{ж} = \frac{19,314}{15470} \cdot 1105 = 1,38 > 1$$

2.6. Расчет гидравлического сопротивления переливного устройства тарелок (кроме нижней) и определение расстояния между тарелками

2.6.1. Высота слоя светлой жидкости в переливном устройстве тарелки, кроме нижней

$$h_{ж} = h_{з.п.} + \Delta h + \frac{\Delta P}{10^3 \cdot \rho'_{ж}} + \frac{\Delta P_{ж.п.}}{10^3 \cdot \rho'_{ж}} = 0,1 + 0,0205 + \frac{280,8}{10^3 \cdot 1,105} + \frac{3,5}{10^3 \cdot 1,105} = 0,3778 \text{ м}$$

$$\rho'_{ж} = \frac{\rho_{ж}}{1000} = \frac{1105}{1000} = 1,105$$

Сопротивление движению жидкости в переливе

$$\Delta P_{\text{ж.п.}} = K_2 \left( \frac{L v}{3600 \cdot a_4} \right)^2 = 250 \left( \frac{17,0}{3600 \cdot 0,04} \right)^2 = 3,5 \text{ мм вод. ст.}$$

$$a_4 = h_2 - h_I = 0,14 - 0,1 = 0,04 \text{ м}$$

2.6.2. Высота вспененной жидкости в переливном устройстве тарелок (кроме нижней)

$$h'_\Pi = \frac{h_{\text{ж}}}{\rho'_\Pi} = \frac{0,3778}{0,55} = 0,687 \text{ м}$$

2.6.3. Расстояние между тарелками

$$H_T > h'_\Pi - h_{\text{п.ном}} = 0,687 - 0,05 = 0,637 \text{ м}$$

Откуда принимаем  $H_T = 0,7 \text{ м}$

2.7. Расчет высоты столба жидкости на глухой тарелке

2.7.1. Внутренний диаметр патрубка глухой тарелки

$$d'_{\text{ГЛ}} = 1,13 \sqrt{\frac{q_{\text{маж}}}{W_{\text{ГЛ}}}} = 1,13 \sqrt{\frac{1,53}{2,8}} = 0,83 \text{ м}$$

Скорость газа в паровом патрубке глухой тарелки

$$W_{\text{ГЛ}} = \frac{W_0}{\sqrt{10,1P} \sqrt{81}} = \frac{25}{\sqrt{81}} = 2,8 \text{ м/с}$$

Принимаем  $d_{\text{ГЛ}} = 1,0 \text{ м}$

2.7.2. Номинальный уровень жидкости на глухой тарелке

$$H_{\text{ном}} = \tau_{\text{доп}} \cdot W_{\text{ж}} \cdot 60 = 3 \cdot 0,022 \cdot 60 = 0,348 \text{ м}$$

Скорость движения жидкости на глухой тарелке

$$W_{\kappa} = \frac{L_{\text{НОМ}}}{0,785(D^2 - d_{\text{ГЛ}}^2) \cdot 3600 \cdot \rho_{\kappa}} = \frac{15470}{0,785(1,8^2 - 1,0^2)3600 \cdot 1105} = 0,0022 \text{ м/с}$$

Окончательно принимаем  $H_{\text{НОМ}} = 0,35 \text{ м}$

2.7.3. Максимальный уровень жидкости на глухой тарелке

$$H_{\text{МАХ}} = H_{\text{НОМ}} + 0,15 = 0,35 + 0,15 = 0,50 \text{ м}$$

2.7.4. Минимальный уровень жидкости на глухой тарелке

$$H_{\text{МИН}} = H_{\text{НОМ}} - 0,15 = 0,35 - 0,15 = 0,20 \text{ м}$$

2.8. Расчет гидравлического сопротивления переливного устройства нижней тарелки

2.8.1. Высота слоя светлой жидкости в переливном устройстве нижней тарелки

$$h_{\text{ж.н.}} = H_{\text{МАХ}} + \frac{\Delta P_{\text{к-г}}}{10^3 \cdot \rho'_{\text{ж}}} + \frac{\Delta P_{\text{ж.п.}}}{10^3 \cdot \rho'_{\text{ж}}} = 0,50 + \frac{280,8}{10^3 \cdot 1,105} + \frac{3,5}{10^3 \cdot 1,105} = 0,757 \text{ м}$$

2.8.2. Высота вспененной жидкости в переливном устройстве нижней тарелки

$$h'_{\text{п.н.}} = \frac{h_{\text{ж.н.}}}{\rho'_{\text{п}}} = \frac{0,757}{0,55} = 1,376 \text{ м}$$

2.8.3. Условие нормальной работы переливного устройства нижней тарелки

$$h'_{\text{п.н.}} < H_{\text{МАХ}} + H_{\text{I}} + h_{\text{п.мах}},$$

откуда

$$H_{\text{I}} > h'_{\text{п.н.}} - h_{\text{п.мах}} - H_{\text{МАХ}} = 1,376 - 0,08 - 0,50 = 0,796 \text{ м}$$

Окончательно принимаем  $H_{\text{I}} = 0,8 \text{ м}$

## 2.9. Общее гидравлическое сопротивление тарелок

$$\begin{aligned}\Delta P_0 &= K_H(n\Delta P + \Delta P_{\text{ГЛ}}) \cdot 10^{-5} = 1,1(4 \cdot 280,8 + 57,14) \cdot 10^{-5} = \\ &= 0,013 \text{ МПа}\end{aligned}$$

Гидравлическое сопротивление патрубка глухой тарелки

$$\Delta P_{\text{ГЛ}} = \xi_{\text{ГЛ}} \frac{W_{\text{ГЛ}}^2 \cdot \rho_{\text{Г}}}{2g} = 2 \frac{2,8^2 \cdot 71,5}{2 \cdot 9,81} = 57,14 \text{ мм вод. ст.}$$

$$\xi_{\text{ГЛ}} = \xi_{\text{вх}} + \xi_{\text{вых}} = 0,5 + 1,5 = 2$$

Число контактно-сепарационных тарелок  $n = 4$ .

Л И Т Е Р А Т У Р А

1. Расчеты основных процессов и аппаратов нефтепереработки. Справочник. М., "Химия", 1979 г.
2. И.А. Александров.  
Ректификационные и абсорбционные аппараты. М., "Химия", 1971 г.
3. Отчет по разработке рекомендаций по выбору конструкции фазных разделителей, массообменной аппаратуры, огневых испарителей, распыляющих устройств и методик их расчета, ЦКБН, 1981 г.

## ЛИСТ РЕГИСТРАЦИИ ИЗМЕНЕНИЙ

Изм.	Номер листов /страниц/				Номер доку-мента	Под-писи	Дата	Срок введения изменения
	изменён-ных	замене-нных	новых	анулирован-ных				