

# Проектирование реакторов для реакций в системе жидкость-газ

## Классификация газо-жидкостных реакторов

1. Реакторы с диспергированием газа в жидкости
  - 1.1. Барботажные реакторы;
  - 1.2. Реакторы пенного типа;
  - 1.3. Реакторы типа эрлифт;
  - 1.4. Барботажные с механическими мешалками.
  
2. Реакторы с распылением жидкости в газе
  - 2.1 С механическими и пневматическими форсунками;
  - 2.2 С центробежными дисками;
  
3. Реакторы, реализующие взаимодействие газа с плёнкой жидкости.
  - 3.1 Плёночные реакторы;
  - 3.2 Насадочные реакторы.

# Конструкции реакторов для проведения реакций в системе жидкость-газ

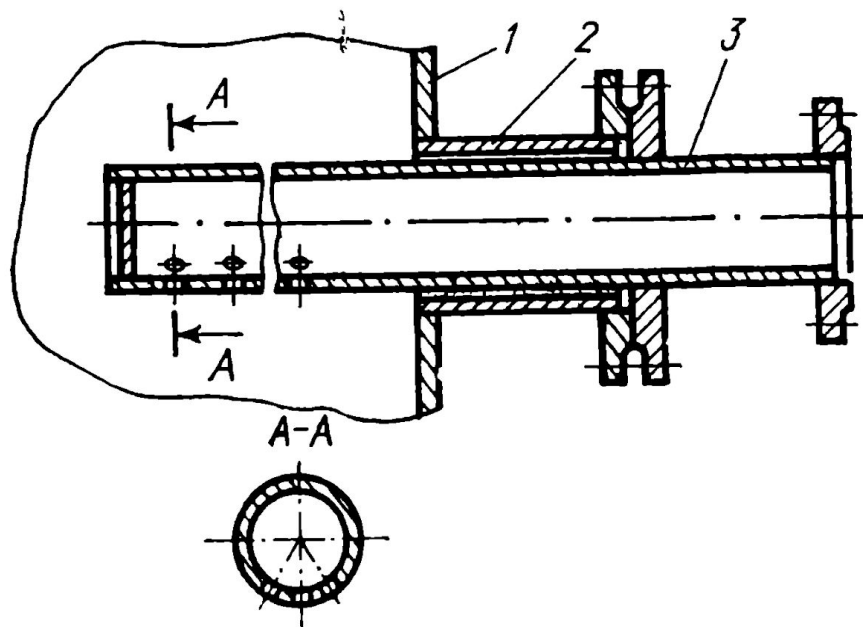


Рис. 2.36. Трубный барботер:  
1 — корпус аппарата; 2 — патрубок; 3 — барботер.

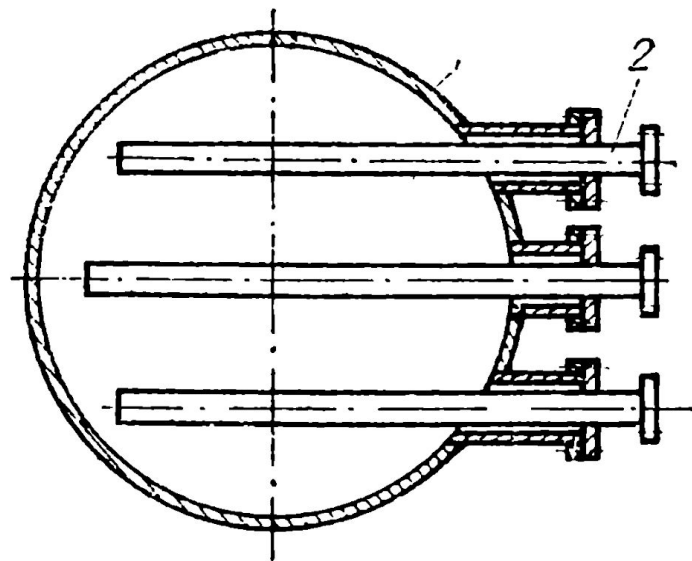


Рис. 2.37. Расположение трубных барботеров по сечению аппарата:  
1 — корпус аппарата; 2 — барботер.

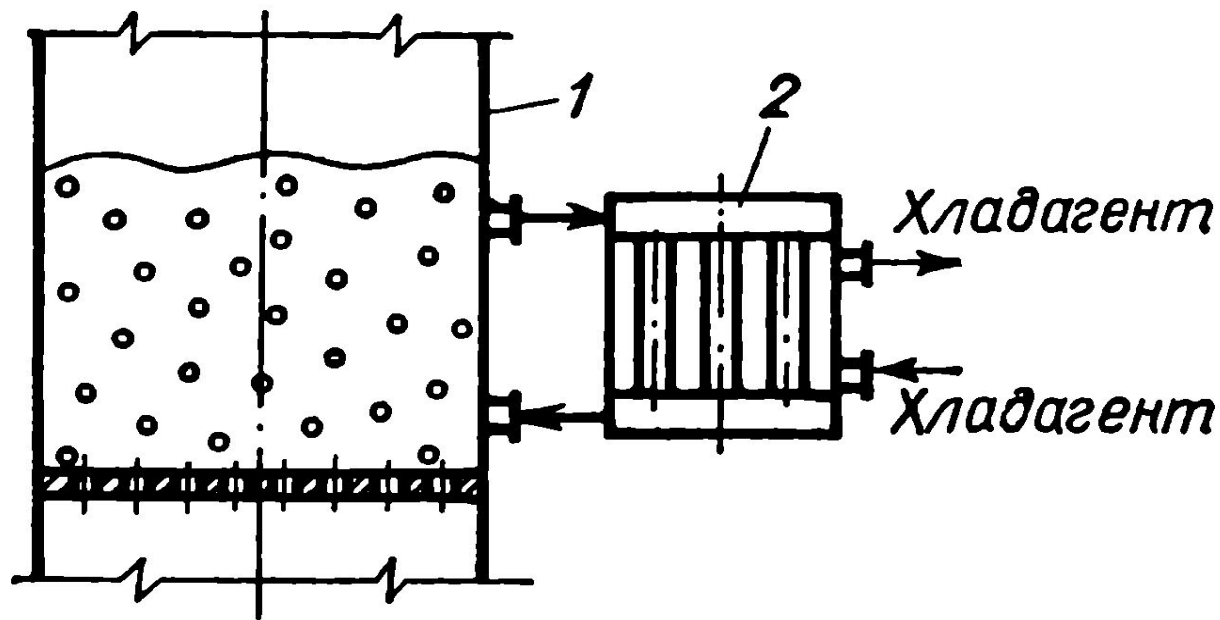


Рис. 2.38. Схема отвода тепла в выносном теплообменнике:  
1—барботажный аппарат; 2—теплообменник.

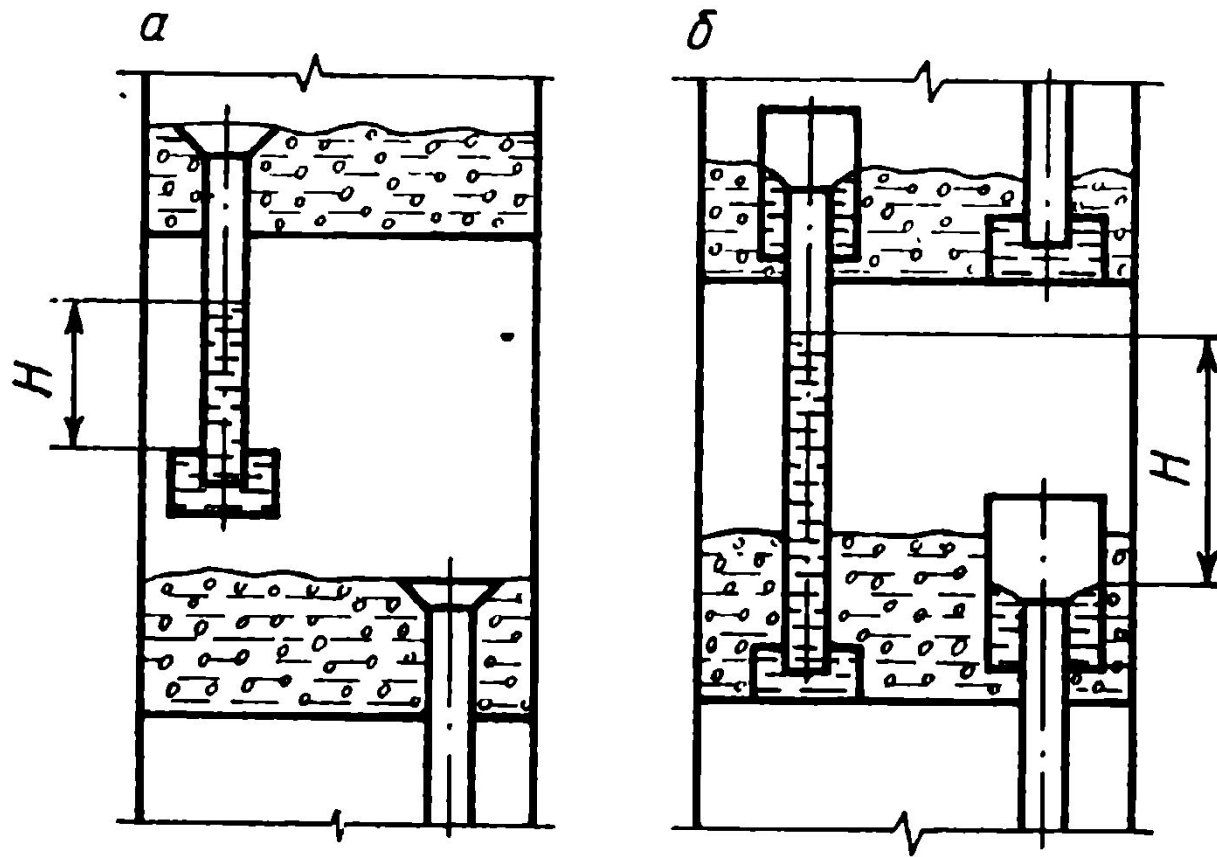


Рис. 2.42. Напор жидкости в трубчатом пере-  
ливе:

*a* — для переливной трубы, не достигающей до газо-  
жидкостного слоя; *б* — для переливной трубы, погру-  
женной в газожидкостной слой.

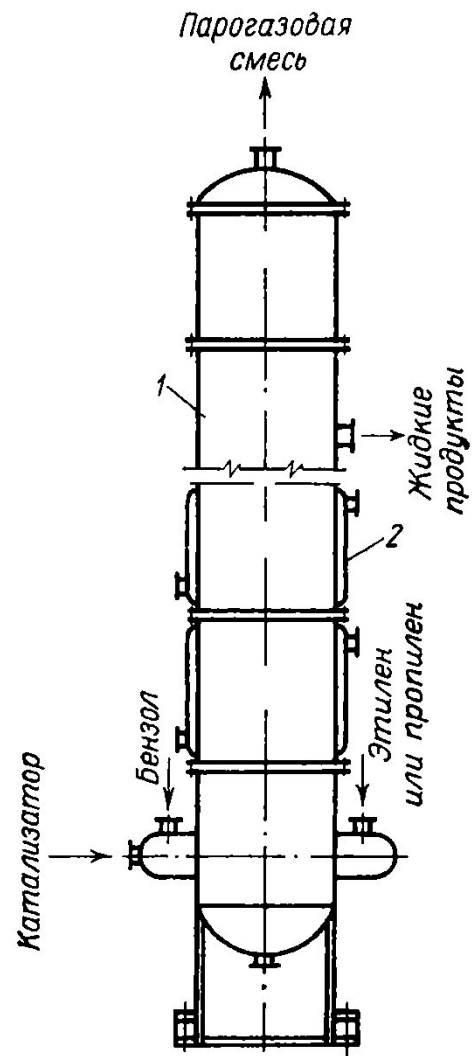


Рис. 2.43. Алкилатор:  
1 — корпус; 2 — рубашка.

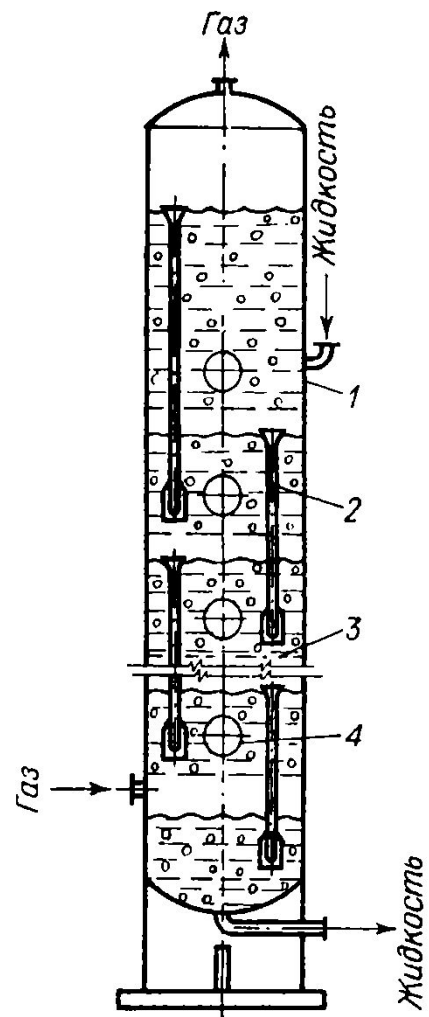


Рис. 2.44. Тарельчатая барботажная колонна для окисления изопропилбензола:  
1 — корпус; 2 — переливная труба;  
3 — тарелка; 4 — встроенный теплообменник

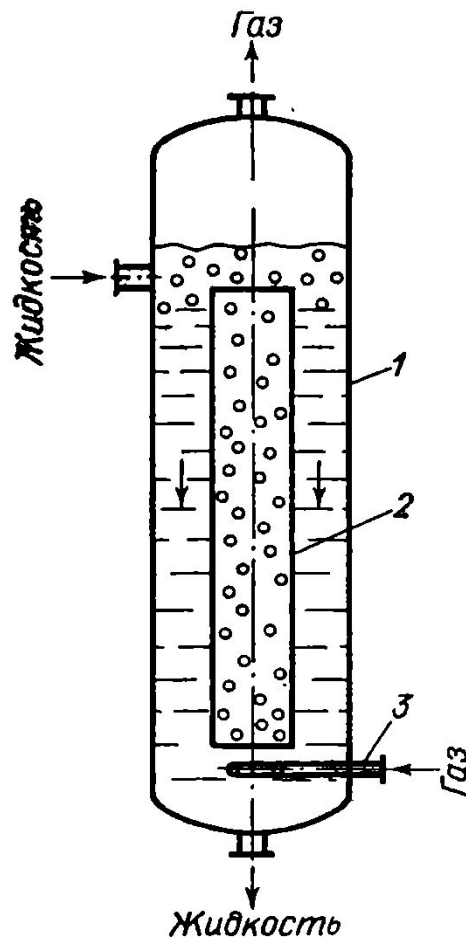


Рис. 2.47. Эрлифтный аппарат с соосной барботажной трубой:  
 1 — корпус аппарата; 2 — соосная труба; 3 — барботер.

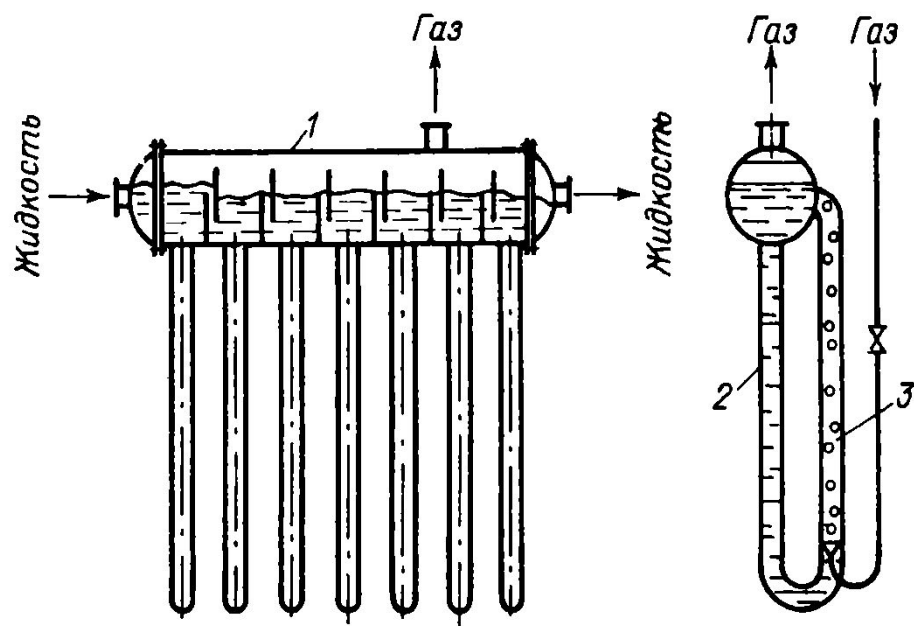


Рис. 2.48. Эрлифтный многосекционный аппарат:  
 1 — корпус аппарата; 2 — циркуляционная труба 3 — барботажная труба.

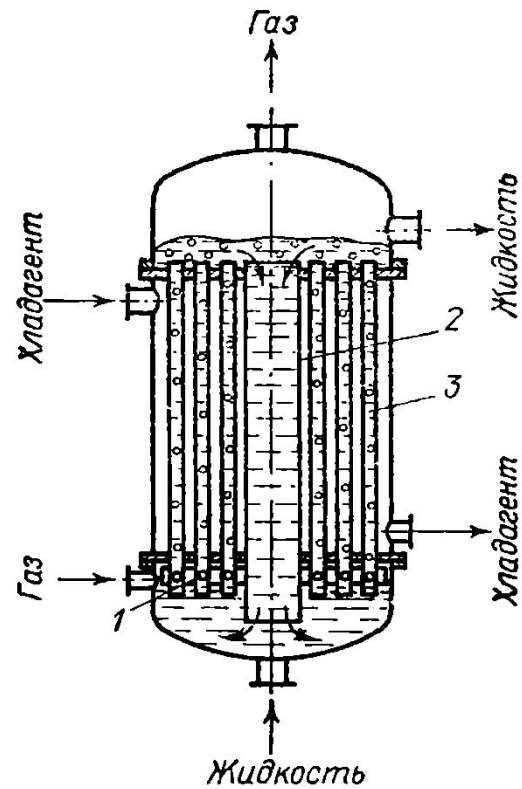


Рис. 2.49. Барботажный кожухотрубный реактор.  
 1—отверстия для входа газа; 2—циркуляционная труба; 3—барботажные трубки.

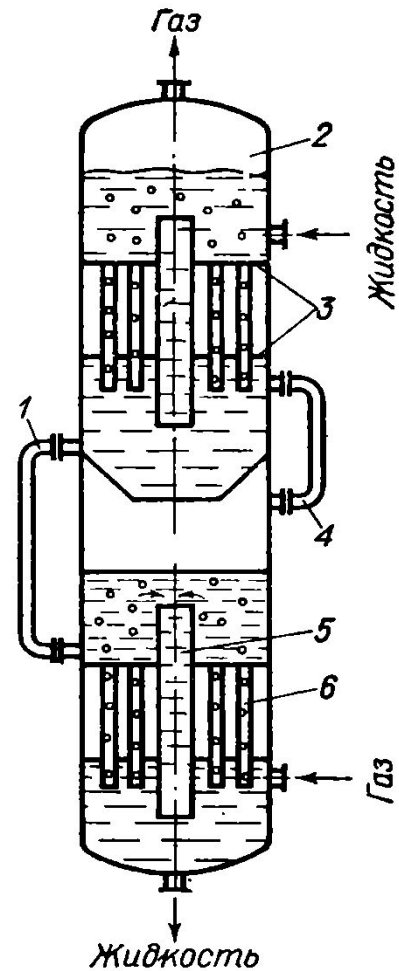


Рис. 2.50. Секционированный кожухотрубный газлифтный аппарат:

1—обводная жидкостная линия; 2—корпус;  
 3—трубные решетки; 4—обводная газовая линия;  
 5—циркуляционная труба; 6—барботажная трубка.

# Математическая модель двухфазного противоточного изотермического реактора идеального вытеснения

Принимаем следующие допущения:

- Идеальное вытеснение по газу и жидкости;
- Протекает одна реакция в жидкой фазе;
- Реактор изотермический;
- Объёмная доля дисперсной фазы (газовая) постоянна.

$\sigma$ - удельная поверхность контакта фаз,  $\text{м}^2/\text{м}^3$ ;

$S$  – площадь сечения реактора,  $\text{м}^2$ ;

$\varepsilon$ - объёмная доля дисперсной фазы;

$y_i$  – концентрация компонента в дисперсной фазе,  $\text{моль}/\text{м}^3$ ;

$x_i$  – концентрация компонента в сплошной фазе,  $\text{моль}/\text{м}^3$ ;

$q_C$  – объёмный расход сплошной фазы,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;

$q_D$  - объёмный расход дисперсной фазы,  $\text{м}^3/\text{с}$ ;



Уравнение материального баланса для сплошной фазы ( $q_c = \text{const}$ ):

$$q_c x_i(l + \Delta l) + \beta_i \sigma S(x_i^{cp*} - x_i^{cp}) \Delta l = S \Delta l r_i(x_1^{cp}, x_2^{cp}, \dots, x_n^{cp})(1 - \varepsilon) + q_c x_i(l);$$

Делим всё на  $\Delta l$  и преобразуем уравнение к следующему виду:

$$q_c \frac{dx_i}{dl} = -\beta_i \sigma S(x_i^* - x_i) + (1 - \varepsilon) S r_i(x_1, x_2, \dots, x_n), \quad i = 1, 2, \dots, n$$

Уравнение материального баланса для дисперсной фазы ( $q_D = \text{const}$ ):

$$q_D y_i(l) = \beta_i \sigma S(x_i^{cp*} - x_i^{cp}) \Delta l + q_D x_i(l + \Delta l);$$

$$q_D \frac{dy_i}{dl} = -\beta_i \sigma S(x_i^* - x_i) \quad i = 1, 2, \dots, n$$

В итоге получаем следующую систему уравнений материального баланса:

$$q_c \frac{dx_i}{dl} = -\beta_i \sigma S (k y_i - x_i) + (1 - \varepsilon) S r_i(x_1, x_2, \dots, x_n)$$

$$q_D \frac{dy_i}{dl} = -\beta_i \sigma S (k_i y_i - x_i) \quad i = 1, 2, \dots, n$$

Граничные условия:

$$\begin{array}{ll} l = 0 & x_i(0) = x_{io} \quad y_i(0) = y_{io}; \\ l = l_k & x_i(l_k) = x_{ik} \quad y_i(l_k) = y_{ik}; \end{array}$$

## Постановка задачи.

Исходные данные:  $m$  – число компонентов,  $q_c$ ,  $q_d$ ,  $x_{ki}$ ,  $y_{oi}$ ,  $i=1,2,\dots,m$ ,  $\alpha_p$  – степень превращения компонента  $p$  газового сырья.

Рассчитать:  $L$  – высота реактора,  $x_{oi}$ ,  $y_{ki}$ ,  $i=1,2,\dots,m$ .

Порядок расчёта:

1. Задаёмся диаметром реактора и рассчитываем площадь сечения  $S$  реактора. В ходе расчёта диаметр будет корректироваться.

2.  $y_{oi}$  – известны, задаёмся на первой итерации ( $j=1$ ) концентрациями компонентов в жидкой фазе на входе в нижнюю часть реактора:  $x_{io} = x_{io}^*$ . В ходе расчёта эти концентрации будут корректироваться.

3. Задаём длину реактора –  $L = L^*$ , в ходе расчёта длина будет корректироваться.

4. Интегрируем систему дифференциальных уравнений материального баланса от  $L = 0$  до  $L=L^*$  численным методом и рассчитываем концентрации компонентов в жидкости и в газе в верхней части реактора, т.е. при  $l = L^*$ :  $x_{ik}$  и  $y_{ik}$ .

**5.** Сравниваем расчётное значение  $(x_{ik})_p$  с заданным значением  $(x_{ik})$ . Если они не совпадают с заданной степенью точности, то корректируем состав жидкости  $x_{io}$  и повторяем расчёт с пункта 4. Если совпадают – продолжаем с пункта 6.

**6.** Рассчитываем степень превращения компонента  $p$  (подаётся с газовой фазой в нижнюю часть реактора) в верхней части реактора, зная количество исходного компонента и количество компонента в верхней части реактора в газе и в жидкости –  $\alpha_p^{расч}$ .

**7.** Сравниваем расчётное значение  $\alpha_p^{расч}$  с заданным  $\alpha_p$ . Если нет совпадения с заданной степенью точности, то корректируем длину реактора  $L$  и повторяем расчёт с пункта 4. Если совпадение достигнуто, то идём к пункту 8.

**8.** Проводим гидравлический расчёт реактора и рассчитываем диаметр аппарата  $d$  и площадь сечения  $S$ . Если полученные значения допустимы, то расчёт закончен. Если значение диаметра неприемлемо, то корректируем диаметр и повторяем расчёт с пункта 2.