

Зміст

Скорочення та умовні позначки	4
Вступ.....	5
1 Призначення та опис тарілки провального типу.....	6
2 Застосування тарілок провального типу.....	122
2.1 Режими роботи тарілок провального типу.....	13
3 Мета і завдання дослідження. Розрахунок режимів роботи тарілок.....	20
3.1 Матеріали та методи дослідження	211
3.2 Результати досліджень меж роботи тарілок провального типу.....	24
4 Технологічні схеми утилізації кислотного меланжу. Дослідження процесу ректифікації йодовмісних водних розчинів азотної кислоти та оксидів азоту.....	27
4.1 Дослідження процесу ректифікації йодовмісних водних розчинів азотної кислоти та оксидів азоту.....	29
5 Опис експериментальної установки для гідравлічних і кінетичних досліджень тарілок провального типу з колоною $D = 0,4$ м.....	33
5.1 Опис експериментальної установки з колоною $D = 0,4$ м:.....	33
5.2 Схема лабораторної установки.....	344
5.3 Експериментальне дослідження	344
5.4 Пуск колони	355
5.5 Зупинка колони	35
6 Експериментальні дані.....	36
7 Розрахунок основних параметрів роботи колони.....	37
7.1 Матеріальний баланс колони	39
7.2 Визначення середніх значень параметрів по колоні, фізико-хімічних і термодинамічних констант фаз Розрахунок основних параметрів роботи колони.....	40
7.3 Визначення основних геометричних параметрів колони.....	45
8 Матеріал колони.....	47
9 Розрахунок вільного перерізу тарілки провального типу $D = 0,4$ м.....	48
10 Розрахунок вільного перерізу тарілки провального типу $D = 0.057$ м	58
11 Техніка безпеки при роботі в лабораторії.....	66
Висновки.....	0
шибка! Закладка не определена.	
Перелік джерел посилання.....	72

Скорочення та умовні позначки

- g – прискорення сили тяжіння, м/сек^2
 F_c – живе перетин, $\text{м}^2/\text{м}^2$
 a – ширина щілини, м
 $\mu_{ж}$ – в'язкість рідини, спз
 D – діаметр колони, м
 ω – швидкість пара для повного перерізу колони в точці Е, м/сек^2
 γ_g і γ_p – питомі ваги газу (пара) і рідини, кг/м^3 ;
 g – прискорення сили тяжіння, м/с^2 ;
 d_e – еквівалентний діаметр щілини (отвору в тарілці), м ;
 F_c – вільний переріз тарілки, $\text{м}^2/\text{м}^2$;
 μ_p – густина рідини, сп ;
 μ_v – густина води при 20° , сп .
 G_f – кількість флегми, кг/год ;
 G_r – кількість вихідної суміші, кг/год ;
 G_n – кількість рідини, що проходить крізь низ колони, кг/год ;
 $\rho_{рід}$ і ρ_p – питомі ваги газу (пара) і рідини, кг/м^3 ;
 g – прискорення сили тяжіння, м/с^2 ;
 d_0 – діаметр отворів в тарілці, м ;
 f – вільний переріз тарілки, $\text{м}^2/\text{м}^2$;
 $\mu_{рід}$ – в'язкість рідини, $\text{Па}\cdot\text{с}$;
 μ_v – в'язкість води при 20° , $\text{Па}\cdot\text{с}$;
 V – витрата пари, $\text{м}^3/\text{с}$;
 L – щільність зрошення, $\text{м}^3/(\text{м}^2\text{год})$;
 S – площа колони, м^2
 D – внутрішній діаметр колони, м ;
 S_0 – площа отвору, м^2 ;
 N – кількість отворів, шт;

Вступ

Дірчасті тарілки провального типу призначено для масообміну і може бути використано в нафтопереробній, хімічній, нафтохімічній, харчовій і інших галузях промисловості. Ситчата тарілка включає горизонтальне полотно з рівномірно розташованими ситами, через які від низу до верху проходить газова фаза і зверху вниз рідка фаза. Горизонтальне полотно формується з двох скріплених між собою полотен. Кожне полотно має асиметрично розташовані елементи двох видів сит : один елемент сита має форму у вигляді сита-клапана круглої форми, скріпленого з полотном ніжками, видавленими з полотна спільно з ситом-клапаном, інший елемент сита виконаний у вигляді сита-отвору круглої форми з габаритним розміром, що дозволяє вставити в сито-отвір з мінімальний проміжок сито-клапан інший полотно. На верхньому полотні сита-клапани обернені вниз симетрично ситам-отворам в нижньому полотні, а в нижньому полотні сита-клапани обернені вгору симетрично ситам-отворам у верхньому полотні[1].

Технічний результат, що отримується при реалізації запропонованої конструкції, полягає в зменшенні собівартості чистих компонентів суміші за рахунок виключення операції доочистки отримуваних продуктів.

1 Призначення та опис тарілки провального типу

Тарілки провального типу призначено для масообміну і може бути використано в нафтопереробній, хімічній, нафтохімічній, харчовій і інших галузях промисловості. Ситчатая тарілка включає горизонтальне полотно з рівномірно розташованими ситами, через які від низу до верху проходить газова фаза і зверху вниз рідка фаза. Горизонтальне полотно формується з двох скріплених між собою полотен. Кожне полотно має асиметрично розташовані елементи двох видів сит : один елемент сита має форму у вигляді сита-клапана круглої форми, скріпленого з полотном ніжками, видавленими з полотна спільно з ситом-клапаном, інший елемент сита виконаний у вигляді сита-отвору круглої форми з габаритним розміром, що дозволяє вставити в сито-отвір з мінімальний проміжок сито-клапан інший полотно. На верхньому полотні сита-клапани обернені вниз симетрично ситам-отворам в нижньому полотні, а в нижньому полотні сита-клапани обернені вгору симетрично ситам-отворам у верхньому полотні.

Дірчаста тарілка провального типу для массообменных апаратів, працюючих в системах "Газ - рідина", що включає горизонтальне полотно з рівномірно розташованими ситами, через які від низу до верху проходить газова фаза і зверху вниз рідка фаза. Основним недоліком таких тарілок є вузький діапазон навантажень по газовій і рідкій фазам, оскільки при низькому навантаженні тарілки відбувається провал рідкої фази з вищерозміщеної тарілки на ту, що пролягає нижче практично без контакту фаз, а при високому навантаженні тарілки відбувається її захливання - в обох випадках коефіцієнт корисної массообменного дії тарілки різко зменшується. Крім того, ефективність масообміну на тарілці в цілому визначається ефективністю локальної протитечії газової і рідкої фаз через одиничний отвір сита і істотно нижче, ніж у разі протитечійного контакту газ.

Основним недоліком аналога є нерівномірність розтікання рідкої фази з пристрою переливання по провальній ситчатой тарілці, що пролягає нижче, в результаті стає необхідним установка додаткового розподільного пристрою із зубчастою планкою переливання, що призводить до збільшення металоємності

провальної тарілки і збільшення висоти массообменного апарату більш ніж в два рази для розміщення переливання пристрою і розподільний пристрій без збільшення массообменної ефективності апарат в цілому. агента по трубах, із яких складається тарілка.

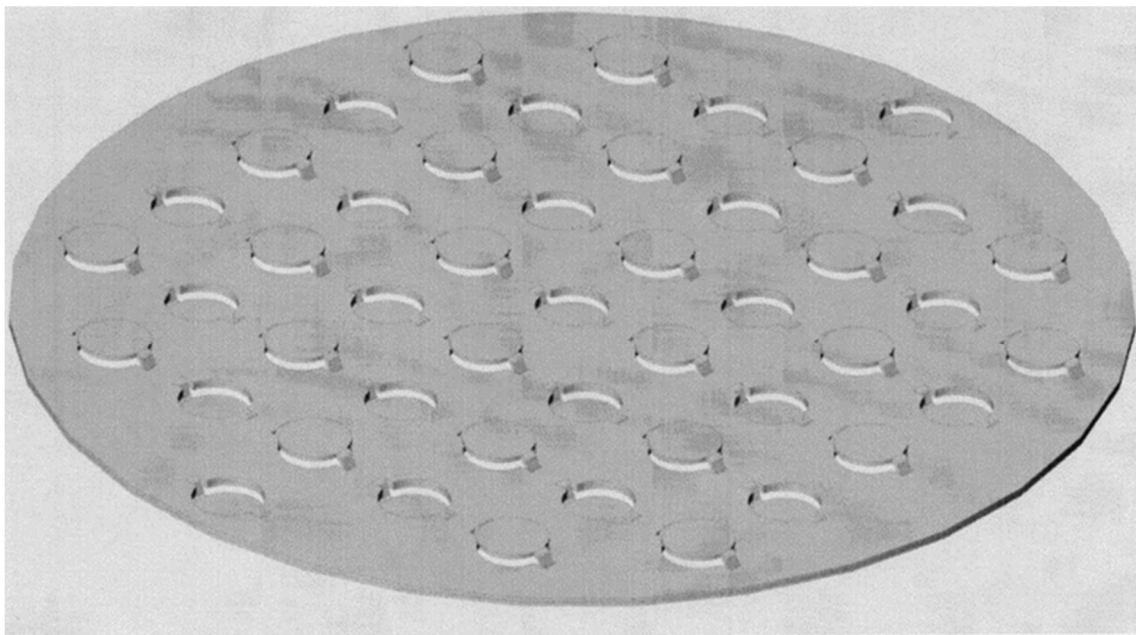
Однак ці тарілки порівняно з дірчастими і решітчастими тарілками значно складніші за монтажем і будовою.

Основна мета роботи дірчастої провальної тарілки - завдання збільшення ефективності контакту газовим і рідким фаз на провальних контактних облаштуваннях ситчатого типу і підвищення пропускної спроможності тарілки за рахунок зміни організації контакту в ситах з протитечійного на локальний перекрестноточний і розширення меж стійкої роботи тарілки, а також при масообміні між газом і двома рідинами, що не змішуються.

Поставлене завдання вирішується за рахунок того, що в ситчатой тарілці провального типу для массообменных апаратів, працюючих в системах "газ - рідина" і "газ - рідина - рідина", що включає горизонтальне полотно з рівномірно розташованими ситами, через які від низу до верху проходить газова фаза і зверху вниз рідка фаза, горизонтальне полотно формується з два скріпленій між сам полотно, кожен полотно має асиметрично розташований елемент два вид сито, один елемент сито має форма у вигляді сито-клапан круглий форма, скріпленій з полотно ніжка, видавлений з полотно спільний з сито-клапан, інший елемент сито виконаний у вигляді сито-отвір круглий форма з габаритний розмір, дозволяє вставляє в сито-отвір з мінімальний проміжок сито-клапан інший полотно, на верхній полотно сито-клапан обернений вниз симетричний сито-отвір в нижній полотно, а в нижній полотно сито-клапан обернений вгору симетричний сито-отвір у верхній полотно.

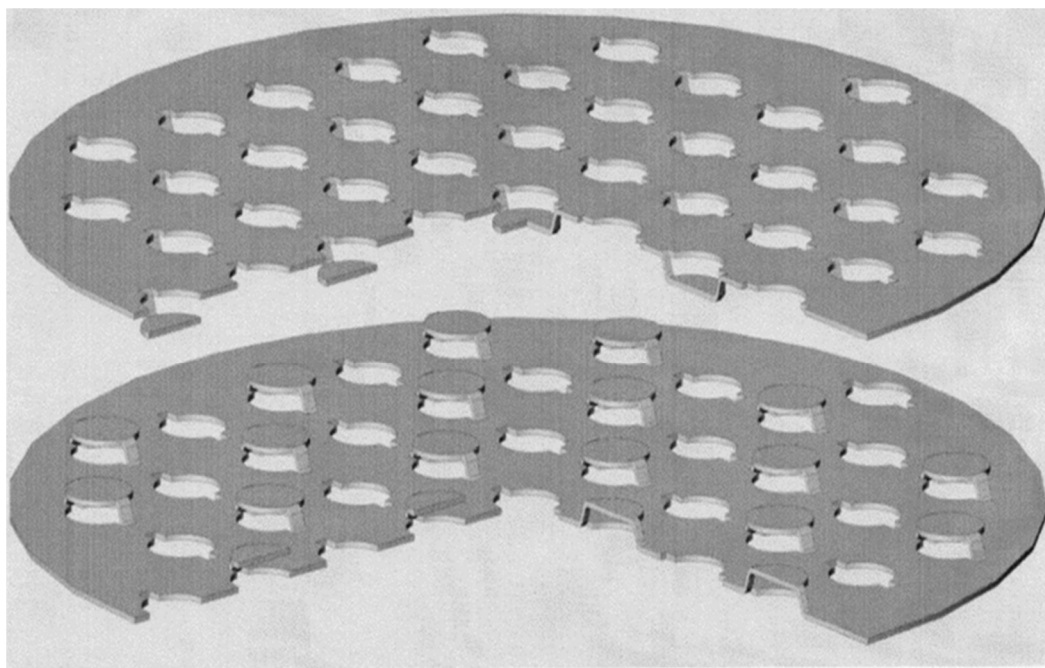
Пропонована ситчата провальна тарілка за рахунок специфічної конструкції - наявність сит-клапанів - в горизонтальному перерізі має по суті практично подвоєне розширення робочої висоти полотна тарілки в складанні. Це дозволить істотно розширити межі стійкої роботи тарілки. При великому питомому навантаженні тарілки по рідкій фазі надлишки рідини додатково заповнюватимуть нижні сита-

клапани, через які як через додаткові розподільні пристрої рідка фаза перетікатиме на тарілку, що пролягає нижче, оберігаючи від захлинання вищерозміщену тарілку. При низькому питомому навантаженні тарілки по рідкій фазі рідина переважно заповнюватиме нижні сита-клапани, контактуючи в них протитечією з газовою фазою, не дозволяючи провалюватися рідкій фазі на тарілку, що пролягає нижче. При нормальному питомому навантаженні тарілки по потоках газової і рідкої фаз інтенсифікується масообмін на тарілці за рахунок підвищення якості барботажу газу поблизу сита-клапана завдяки збільшенню швидкості проходження газової фази крізь щілину між полотном тарілки і клапаном в порівнянні зі швидкістю проходження газової фази крізь сито-отвір. Наприклад, для сухої тарілки при проходженні газової фази через щілину сита-клапана шириною 2 мм при діаметрі сита-клапана 20 мм в порівнянні з проходженням газової фази через сито-отвір діаметром 20 мм швидкість газової фази збільшується в 2,5 разу. Можливість перетікання рідкої фази із зони сита-клапана, оберненого вгору, в зону поруч розташованого сита-клапана, оберненого вниз, призводить до формування двократного контакту однієї порції рідкої фази з сусідніми потоками газової фази, що повинне привести до формування локального перекрестноточного режиму гідродинаміки ситчатої тарілки, що інтенсифікує масопередачу. У тих випадках, коли на ситчатої тарілці відбувається розділення системи "Газ - рідина - рідина", наприклад фракціонування частково розчинних рідин, то на ситчатої тарілці рідина більшої щільності буде взаємодіяти з газом в ситах-клапанах, обернених вниз, а рідина меншої щільності - в ситах-клапанах, обернених вгору.



Фиг. 1

Рисунок 1 – Дірчаста провальна тарілка



Фиг. 2

Рисунок 2 – Дірчаста провальна тарілка

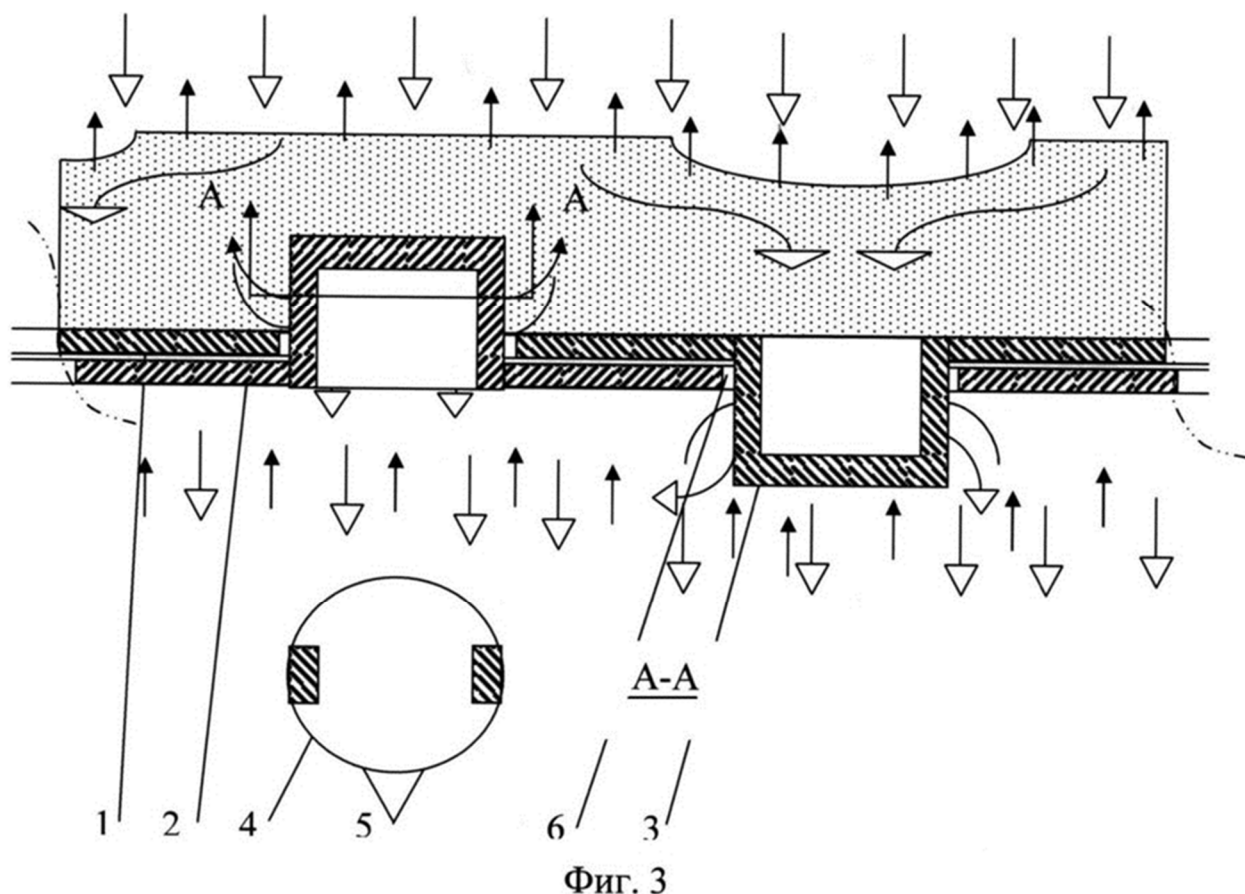


Рисунок 3 – Дірчаста провальна тарілка. Принцип роботи

На фігурі 1 рисунок 1 показано горизонтальне полотно ситчатої провальної тарілки з двох скріплених між собою полотен з ситами-клапанами у зборі. На фігурі 2 рисунок 2 показано горизонтальне полотно ситчатої провальної тарілки з двох скріплених між собою полотен з ситами-клапанами в розібраному виді: окремо верхнє і нижнє полотна. На фігурі 3 рисунок 3 показаний фрагмент горизонтального полотна ситчатої провальної тарілки з двох скріплених між собою полотен з ситами-клапанами у зборі у вертикальному розрізі і горизонтальний розріз сита-клапана по А - А ситчатої провальної тарілки з круглими клапанами, де 1 - верхнє полотно, 2 - нижнє полотно, 3 - сито-клапан, 4 - голівка клапана, 5 - ніжка клапан, 6 - сито-отвір.

Проведені порівняльні стендові випробування ситчатої провальної тарілки з круглими клапанами діаметром 20 мм з висотою ніжки 4 мм по заявленому винаходу з класичною провальною тарілкою, сита якої виконані у вигляді отворів круглої форми діаметром 4 мм і прямокутної форми 4×20 мм, що мають однаковий живий переріз на рівні 20% від площі полотна тарілка. Результати стендових

випробувань ситчатою провальною тарілки з круглими клапанами по заявленому винаходу показали, що ситчатая провальна тарілка з круглими клапанами забезпечує:

- збільшення пропускної спроможності по газу на 10%, підвищення ефективності масопередачі в системі "Газ - рідина" на 10% (оцінка ефективності проведена візуально по зміні порозности і збільшенню висоти піни);

- розширення нижньої межі діапазону стійкої роботи тарілки (початок підпору рідини висхідним потоком газу) на 10%, а верхньої межі діапазону стійкої роботи з 100% (розрахунковий номінал) до 115% (припинення стоку і початку занедбаності рідини на наступну тарілку). Таким чином, діапазон стійкої роботи тарілки збільшився на 25%.

Аналіз гідродинамічних особливостей і результати експериментальних стендових випробувань розробленої провальної ситчатою тарілки підтверджують, що заявлений винахід вирішує задачу збільшення ефективності контакту газовою і рідкою фаз на провальних контактних облаштуваннях ситчатого типу і підвищення пропускної спроможності тарілки за рахунок зміни організації контакту в ситах з протитечійного на локальний перекрестноточний і розширення межі стійкої роботи тарілки, а також при масообмін між газ і два не змішується рідина.

2 Застосування тарілок провального типу

Дірчасті (ситчаті) і ґратчасті тарілки із зливним пристроєм застосовують в колонних апаратах діаметром 400-4000 мм при відстані між тарілками від 200 мм і більше. Основний елемент таких тарілок - металевий диск з отворами діаметром 2-6 мм, розташованими по вершинах рівносторонніх трикутників (рис. 4). [с.81]

Тарільчата дірчаста колона з провальними тарілками, тарілки ситчатые без зливного порогу 0,570 1,1 20 18 90,0 250 0,278 700 38,9 3,950 5,00 1.

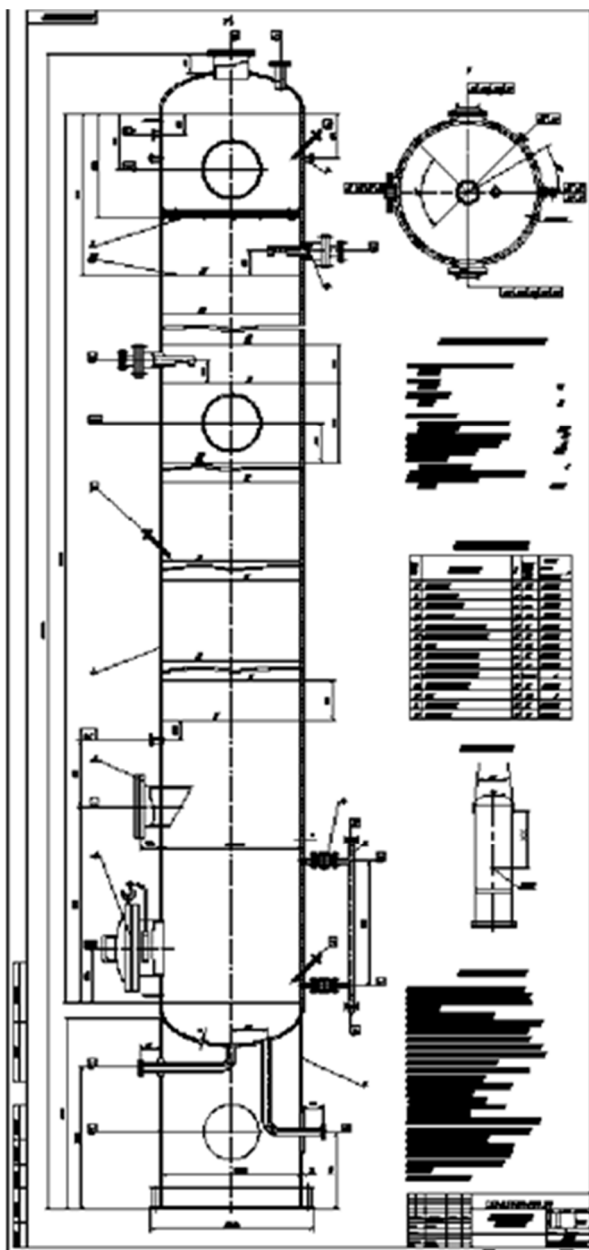


Рисунок 4 – колони з дірчастими (ситчатистими) тарілками, креслення загального виду.

2.1 Режими роботи тарілок провального типу

Ситчаті і ґратчасті провальні тарілки мають ряд переваг перед контактними облаштуваннями інших типів. Вони прості по пристрою і легкі у виготовленні, мають низьку металоємність, здатні ра- ботати із забрудненими середовищами. Тому такі тарілки досить широко використовуються в абсорбційних і ректифікаціях колонах [1, 2]. Однією з найважливіших характеристик роботи провальних тарілок є їх гідравлічний опір. Дослідженню і розрахунку його присвячена велика кількість робіт [3-8]. Теоретичне рівняння для розрахунку загального опору тарілки було отримане [3] у припущенні, що на ній виникають градієнти статичного тиску газо-жидкостного шару і рідина провалюється в точках максимального статичного тиску:

$$\Delta P_T = \frac{1}{1-\beta} \left[\delta - \frac{\rho_G W_0^2}{2(1-\tau)^3} + \frac{4\sigma}{d_3} \right] \quad (1)$$

Коефіцієнт β є відношенням статичних дав- лень в зоні проходу пари і в зоні стікання рідини, може бути розрахован по рівнянню:

$$\beta = 1,11 \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^G \quad (2)$$

Доля перерізу отворів, зайнятих стікаючою рідиною визначена як :

$$\tau = \frac{\left[\left(\frac{L}{G} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho_G \beta}{\rho_L \zeta \cdot a^2} \right) \right]^{-0,33}}{1 + \left[\left(\frac{L}{G} \right)^2 \cdot \left(\frac{\rho_G \beta}{\rho_L \zeta \cdot a^2} \right) \right]^{-0,33}} \quad (3)$$

Залежність (1) була уточнена [4] шляхом введення в додатки до- даткових співмножників :

$$\Delta P_T = \frac{\kappa}{1-\beta} \cdot \frac{\rho_G W_0^2}{2(1-\tau)^3} \cdot [1 - \tau(1 - \beta)] + \frac{4\sigma}{d_3(1-\beta)} \quad (4)$$

У цьому рівнянні величина τ знаходиться за співвідношенням (3), але при значенні $P = 1$.

Одночасно було запропоновано [5] кілька видозмінене ршвняння:

$$\Delta P_T = (2\zeta + 1) \cdot \frac{\rho_G W_0^2}{2(1-\tau)^2} + \frac{4\sigma}{d_3} \dots\dots\dots(4)$$

$$\tau = \frac{1}{1+\lambda^{0,33}} \quad (5)$$

$$\lambda = \frac{(2\zeta+1) \cdot a^2}{2} \cdot \frac{\rho_L}{\rho_G} \cdot \left(\frac{G}{L} \right)^2 \quad (6)$$

Коефіцієнт гідравлічного опору ϑ , за даними різних дослідників [3, 6, 7] коливається в межах від 1,9 до 1,4. В [8] :

$$\zeta = \left(\frac{1}{B_1} - 1\right)^2 - \left(\frac{1}{B_2} - 1\right)^2 + \left(\frac{1}{B_2} - f_C\right)^2,$$

$$\text{где } B_1 = 0,57 + \frac{0,043}{1-f_C}; B_2 = 0,89 \cdot \left(\frac{\delta}{d_3}\right)^{0,14}.$$

При цьому коефіцієнт витікання рідини з отворів розраховується:

$$B_3 = \frac{1}{\left[\left(\frac{1}{B_1}-1\right)^2 - \left(\frac{1}{B_2}-1\right) + \frac{1}{B_2}\right]^{-0,3}},$$

частка площі отворів, зайнята стікає рідиною:

$$\tau = \frac{1}{\left[\left(\frac{L}{G}\right)^2 \cdot \frac{\rho_L}{\rho_G} \cdot (B_3^2 \zeta)\right]^{-0,33}},$$

відносно перетин отворів для проходу газу:

$$f_C = f_C (1 - \tau);$$

коефіцієнт неоднорідності поля статичних:

$$B_4 = \frac{1}{1 + \frac{1}{\left(\frac{110}{f_C}\right) \left(\frac{\rho_G}{P_L}\right)^{0,25}}};$$

гідравлічний опір:

$$\Delta P_T = \frac{0,5\zeta}{1-\tau} \left(\frac{1}{1-B_4} - \tau\right) \cdot \left(\frac{F_\theta}{f_C}\right)^2 + \frac{4\sigma}{d_{3(1-B_4)}}.$$

Дослідна перевірка поданих залежностей здійснювалася, як правило, на установках порівняно невеликого розміру і на системах рідина-повітря. У зв'язку з цим, питання про можливість застосування рівнянь для розрахунку гідравлічного опору апаратів промислових розмірів, що працюють на середовищах, що відрізняються від модельних, має велике значення.

Нами досліджена робота колон ректифікації ксилолов, забезпечених ґратчастими провальними тарілками.

Характеристика тарілок представлена в табл. 1.

Таблиця 1 - Характеристика тарілок

Найменування параметра, його позначення і розмірність	Колонни	
	К-1	К-2
Діаметр тарілки, d , м	3,2	1,4
Розмір щілини, $1 \times b$, м	0,06×0,006	0,06×0,006
Частка вільного перетину тарілки, f_c	0,18	0,14
Кількість тарілок в колоні, n_t	147	50

Тарілки провального типу знайшли досить широке застосування в спиртовій, хімічній та інших галузях промисловості [1, 2].

Були розроблені параметричні ряди технологічних ліній, які передбачають вироблення етанолу сирцю, до 500 дал. безводного етанолу на добу. Були розроблені проекти чотирьох одноколонного апаратів, технічна характеристика яких представлена в табл. 2 [1].

Таблиця 2 – Технічна характеристика проєктованих апаратів

Показники	Апарати			
	№3	№2	№1	№0
Продуктивність апарат по бражці з вмістом безводного спирту 8% об.. <i>дол г</i>	1050	790	430	263
Продуктивність апарату по спирту в перерахунку на безводний .. <i>дол г</i>	83	63	34	21
Продуктивність апарату по спирту в перерахунку на безводний .. <i>дал добу</i>	2200	1500	800	500
Продуктивність апарат по спирту – сирцю 88% об.. <i>дал добу</i>	2270	1700	1130	565

Так як апарати розраховані на різну продуктивність, то їх геометричні, а, отже, і гідравлічні характеристики газорідного шару на масообмінних тарілках будуть різні це призводить до необхідності моделювання роботи тарілок провального типу в колонних апаратах різної продуктивності з метою удосконалення методики їх

технологічного розрахунку. В [2] повідомляється про переобладнання бражної колони Ацетонобутилове виробництва забезпеченою сітчатими тарілками на ґратчасті тарілки провального типу. після переобладнання колони продуктивність по бражці зросла до $100 \text{ м}^3 / \text{ч}$ при тих же умовах роботи, що і до переобладнання.

Наведено висновки, що:

- при необхідності збільшити продуктивність бражної колони можна рекомендувати заміну ковпачкових і сітчатих тарілок на тарілки провального типу, що сприятиме збільшенню продуктивності колон в 2 рази;

- при будівництві нових бражної колон необхідно їх постачати тарілками провального типу, що дозволить отримати економію металу на їх виготовлення, спростити конструкцію тарілок і полегшити їх ремонт.

Фізичне моделювання ректифікаційних апаратів проводилося в роботі [1]. В [1] відзначається, що завдання матеріального (або фізичного) моделювання полягає в тому, щоб, користуючись теорією подоби, побудувати модель малого розміру, дослідження якої дасть інформацію про роботу зразка. Питання про фізичну моделюванні апаратів для ректифікації виникає в двох випадках: при необхідності досліджувати нову конструкцію контактної пристрою, або перевірити нову складну технологічну схему перегонки.

В [1] розглядалися умови подібності на тарілчастих колонних апаратах з ковпачковими тарілками. Це питання вивчалось методом аналізу розмірностей величин, що визначають гідродинамічну картину процесів, що йдуть на тарілках і між тарілками колони. В результаті проведеного В [1] розглядалися умови подібності на тарілчастих колонних апаратах з ковпачковими тарілками. Це питання вивчалось методом аналізу розмірностей величин, що визначають гідродинамічну картину процесів, що йдуть на тарілках і між тарілками колони. В результаті проведеного аналізу, ми отримали рівняння, що складається з безрозмірних комплексів розмірних величин, для моделювання колон, забезпечених ковпачковими тарілками. В [1] автор відзначає, що збільшення діаметра колони завжди веде до зменшення ефективності контактної пристрою.

Це положення пояснюється погіршенням гідродинамічних умов роботи великих

колон по порівняно з малими. Сказане стосується і до тарілок провального типу, так як і в тих і в інших тарілках зі збільшенням діаметра тарілок виникає ймовірність порушення рівномірності розподілу потоків по перетину тарілки. Це призводить до того, що при випробуванні колон в малому масштабі отримують більш високу ефективність, ніж в апараті великих виробничих розмірів. Тому при випробуванні контактних пристроїв нового типу бажано проведення випробувань на установках, наближаються за розмірами до виробничих. Питання про допустиму ступеня зменшення моделі, мабуть, має вирішуватися для кожного типу тарілок особливо [1].

Явище, коли зростання розмірів масообмінних апаратів призводить до зменшення їх ефективності, отримало назву масштабного ефекту [3]. Досвід показав, що масштабний ефект спостерігається при збільшенні діаметра різноманітних масообмінних апаратів і хімічних реакторів. Була запропонована нова теорія масштабного переходу і розкрита природа масштабного ефекту. вона виявилася гідродинамічної, зумовленої нерівномірністю розподілу потоків і співвідношення фаз по перетину промислових апаратів. завдання зменшення масштабного ефекту в [3] пропонується вирішувати за допомогою методу гідродинамічного моделювання. Була запропонована схема гідродинамічного моделювання:

- на лабораторному апараті з використанням робочих розчинів вимірюють ефективність масопередачі і гідродинамічні характеристики;
- на цьому ж апараті на обраної для моделювання системі вимірюють гідродинамічні характеристики;
- на гідродинамічному стенді на модельній системі відпрацьовують конструкцію промислового апарату (на моделі натурального розміру, але меншої висоти). Технологічні випробування промислового апарату не проводяться, ефективність його визначають розрахунковим шляхом за відхиленням гідродинамічних характеристик від характеристик лабораторної моделі [3].

У монографії [4] представлені результати гідравлічних досліджень тарілок провального гідравлічних досліджень тарілок провального типу, проведених на колонах діаметрами 0,057, типу, проведених на колонах діаметрами 0,057, становив 0,012 м, вільний перетин тарілок змінювалося від 0,16 до 0,56. Експерименти були

проведені на модельній системі повітря - вода. В [4] визначено нижню межу роботи тарілок провального типу, як початок режиму рухомого газорідного шару (точка біфуркації). Встановлено, що в цьому режимі існує максимальна ефективність тарілок провального типу.

В [5] запропоновано рівняння для розрахунку нижнього робочого межі тарілок провального типу:

$$\log\left(\frac{Y}{T^{0,5}}\right) = 0.0751 - 1.68 \cdot X \quad (1)$$

В [6] відзначається, що в рівняння (1) входить параметр T , який являє собою відношення суми периметрів усіх отворів плато тарілки до її діаметру. Параметр Y є функцією таких геометричних параметрів тарілки провального типу, як її діаметр, вільний перетин і діаметр отворів плато тарілки. Це дає можливість за рівнянням (1) розраховувати вільний перетин тарілок провального типу по заданій швидкості, розрахованої на повний переріз колони, для різних діаметрів колони.

Таким чином, можливо гідродинамічний моделювання тарілок провального типу з різними геометричними характеристиками.

Рівняння (1) засновано на рівняння (2) отримане в роботі [7].

$$Y = B \cdot e^{0.16} \quad (2)$$

Де

$$Y = \frac{W^2}{g \cdot d_0 \cdot f^2} \cdot \frac{\rho_m}{\rho_\phi} \cdot \left(\frac{\mu_\phi}{\mu_m}\right)^{0.16} \quad (3)$$

$$X = \left(\frac{G_\phi}{G_n}\right)^{1/4} \cdot \left(\frac{\rho_n}{\rho_\phi}\right)^{1/8} \quad (4)$$

Рівняння (3) і (4) представляють собою безрозмірні комплекси розмірних параметрів, які визначають граничні швидкості роботи тарілок провального типу. Відповідно до теорії подібності [8] в критеріальне рівняння (5),

$$E_n = f^n(Fr, Re, \Gamma_1, \Gamma_2, \Gamma_3, \dots) \quad (5)$$

крім безрозмірних комплексів розмірних параметрів таких як Eu , Fr , Re , входять також симплекси геометричної подоби, $\Gamma_1, \Gamma_2, \Gamma_3$, що визначають умови подібності натури і моделі. Ставлення Y , яке входить в рівняння (1), визначає умови подібності в

рівнянні (1), тому це рівняння можна використовувати для моделювання тарілок можна використовувати для моделювання тарілок.

При розрахунку масообмінних пристроїв колонних апаратів, важливо правильно вибрати швидкість газу (пара) розраховану на повний переріз колони. Для знаходження швидкості пара в апаратах для перегонки і ректифікації запропонований ряд рівнянь[1]. При їх виведення виходять з того положення, що при певній швидкості пара к.п.д. тарілок стає оптимальним.

В [6] проведено розрахунок тарілок провального типу встановлюються в зміцнює частини колони основний ректифікації виробництва метанолу М-100. Діаметр колони - $D = 2,4$ м; швидкість пара, розрахована на повний переріз колони - $w = 1,52$, м / с. за рівняння (1) розраховували вільний перетин тарілки, яке склало $f = 0,12$. Після цього провели моделювання розрахованої тарілки за рівнянням(1) для колони діаметром $D = 0,057$ м. Виявилось, що початок режиму рухомого газорідного шару на тарілці діаметром $D = 2,4$ м і з вільним перетином $= 0,12$, моделюється тарілкою з вільни В [6] робиться висновок, що за допомогою рівняння (1) можна здійснювати гідродинамічний моделювання роботи тарілок провального типу, використовуючи параметру, який представляє відношення суми периметрів усіх отворів плато тарілки до її діаметру.

З літературного огляду можна зробити наступні висновки:

- для моделювання роботи тарілок провального типу необхідно провести гідравлічні дослідження на колонах різного діаметру, тому числі і промислових розмірів, і отримати рівняння для розрахунку гідродинамічних параметрів, які враховують масштабний ефект;

- по цих рівнянь розрахувати модельні параметри для колон малого діаметра і провести дослідження, з метою перевірки параметрів, на досвідчених установках з колонами малого діаметра. - далі необхідно проведення випробування ефективності тарілок провального типу в колонах малого діаметра, і перенесення цих даних на колони промислових розмірів з урахуванням зміни гідродинамічних параметрів при переході від колон малого діаметра до колон промислових розмірів.

3 Мета і завдання дослідження. Розрахунок режимів роботи тарілок

Метою даної роботи є здійснення моделювання роботи тарілок провального типу великого діаметра, з використанням експериментальних даних. Для досягнення мети були поставлені такі завдання:

1. Використовуючи рівняння (1) провести гідродинамічний моделювання роботи тарілок провального типу, з використанням параметра T , який представляє відношення суми периметрів усіх отворів плато тарілки до її діаметру.

2. Показати приклад розрахунку швидкості пара в точці біфуркації тарілок провального типу діаметром $D = 0,678$ м, і діаметром $D = 0,339$ м з використанням даних отриманих при дослідженні тарілок провального типу в колоні з діам 3. Розрахувати, в точці біфуркації, при швидкості газу

$w = 1,5$ м / с в колонах діаметром $D = 0,678$ і $0,339$ м при щільності зрошення $L = 5,24$ м³/ (М² година), вільний перетин тарілок провального типу.

4. Провести дослідження і визначити вільний перетин тарілки провального типу при щільності зрошення $L = 5,24$ м³(М² годину), в колоні діаметром $D = 0,057$ м, в точці біфуркації.

5. Показати, що за допомогою рівняння (1),

можна здійснювати гідродинамічний моделювання газорідного шару на тарілках провального типу великого діаметру ($D = 0,678$ і $0,339$ м), використовуючи експериментальні дані, отримані на колоні діаметром модельного розміру ($D = 0,057$ м). отриманих на колоні невеликого діаметра.

3.1 Матеріали та методи дослідження

Як приклад, для характеристики рівняння (1), в даній роботі пропонується моделювання тарілок провального типу з метою їх установки

в зміцнює частини колони одноколонного брагоперегонной апарату виробництва етанолу продуктивністю 2270 і 565 по спирту-сирцю 88% об.

Вихідні дані для розрахунку тарілок провального типу в апараті продуктивністю 2270 дал / добу по спирту-сирцю наступні:

- витрата дистиляту етанолу - $D_x = 609,6$ кг / год;

- масова витрата рідини (флегми) -

$G_\phi = 0,3853$ кг / с;

- середня щільність рідини (флегми) ρ_ϕ зміцнює частини колони

$\rho_\phi = 761,4$ кг / м³;

швидкість пара розрахована на повний переріз колони - $w = 1,5$ м / с;

- масова витрата пара - $G_n = 0,5711$ кг / с;

- діаметр отворів плато тарілки - $d_0 = 0,012$ м;

- діаметр колони - $D = 0,678$ м;

- діаметр отворів плато тарілки - $d_0 = 0,012$ м;

- прискорення сили тяжіння - $g = 9,81$ м / с²;

- щільність зрошення склала - $L = 5,24$ м³ / (М² година).

Швидкість газу в перерізі колони вибираємо по рекомендаціям наведеним в [1]. вона становить $w = 1,5$ м / с, а діаметр колони - $D = 0,678$ м.

Далі розраховуємо вільний перетин тарілок провального типу по рівняннях (1), (3), (4) методом проб і помилок. Фізико-хімічні константи в рівняннях (1), (3), (4) враховували на основі кореляції Шервуда [9].

Результати розрахунку представлені на графіку, Рис.5. на графіку

ε- різниця між лівою і правою частинами рівняння (1), узята по абсолютній величині, f - вільний перетин тарілки провального типу.

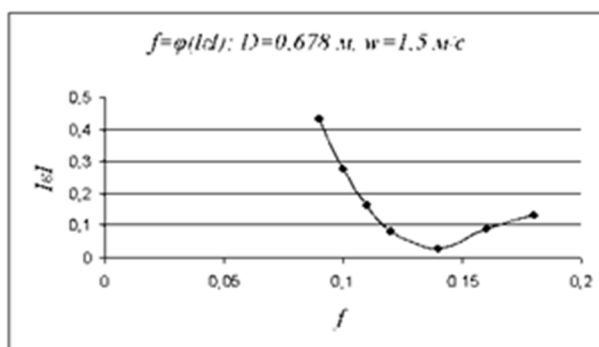


Рисунок 5 – Графік залежності величини $|\varepsilon|$ від f для колони діаметром $D = 0,678$ м

В результаті розрахунку для колони діаметром $D = 0,678$ м вибираємо вільний перетин тарілок провального типу рівне $f = 0,14$.

З параметричного ряду бражної колон(Табл. 1) для розрахунку також вибираємо колону з продуктивністю 565 дал / добу по спирту-сирцю 88% об.

Вихідні дані для розрахунку тарілок провального типу в апараті продуктивністю 565 дал/добу по спирту-сирцю наступні:

- витрата дистилляту етанолу - $D_x = 151,7$ кг / год;
- масова витрата рідини (флегми) - $G_{\phi} = 0,0958$ кг / с;
- швидкість пара розрахована на повний переріз колони - $w = 1,5$ м / с;
- масова витрата пара - $G_{\pi} = 0,1422$ кг / с;
- щільність зрошення дорівнює - $L = 5,24$ м³/ (М2 година).

Решта вихідні параметри такі ж, як для колони продуктивністю 2270 дал / добу по спирту-сирцю. Для цих умов діаметр колони склав $D = 0,339$ м.

В результаті розрахунку, для колони діаметром $D = 0,339$ м вибираємо вільний перетин тарілок провального типу рівне $f = 0,16$, рис. 2

Далі проводимо моделювання газорідного шару на тарілці провального типу на початку режиму рухомого газорідного шару, використовуючи колону з тарілкою провального типу діаметром $D = 0,057$ м.

Для цього задаємося швидкістю пара $w = 1,5$ м/с і щільністю зрошення $L = 5,24$ м³/ (м² годину) в модельній колоні. Тоді масова витрата пара буде

$G_{\pi} = 0,004032$ кг/с і масова витрата рідини (флегми), $G_{\phi} = 0,002826$ кг/с. решта розрахункові параметри, такі ж як для попередніх колон.

Задаємося поруч значень вільного перетину тарілки і визначаємо величину тарілки і визначаємо величину ε , як різницю між лівою і правою частинами рівняння (1), взяту по абсолютній величині.

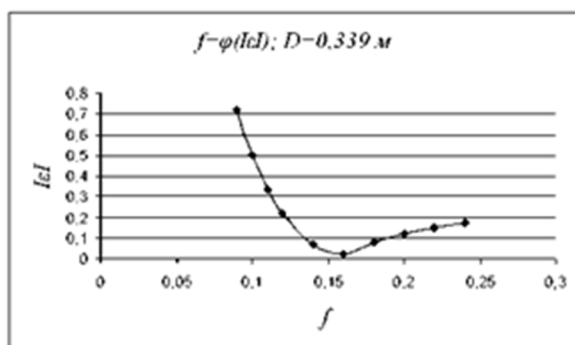


Рисунок 6 – Графік залежності величини $|\varepsilon|$ від f для колони діаметром $D = 0,339$ м

Далі будемо графік залежності $f = \varphi(\varepsilon)$ і визначимо шукане вільний перетин тарілки, встановленої в колоні $D = 0,057$ м. В результаті розрахунку для колони діаметром $D = 0,057$ м при швидкості пара в перерізі колони $w = 1,5$ м/с, розраховуємо вільний перетин тарілок провального типу рівне $f = 0,25$ (рис. 7).

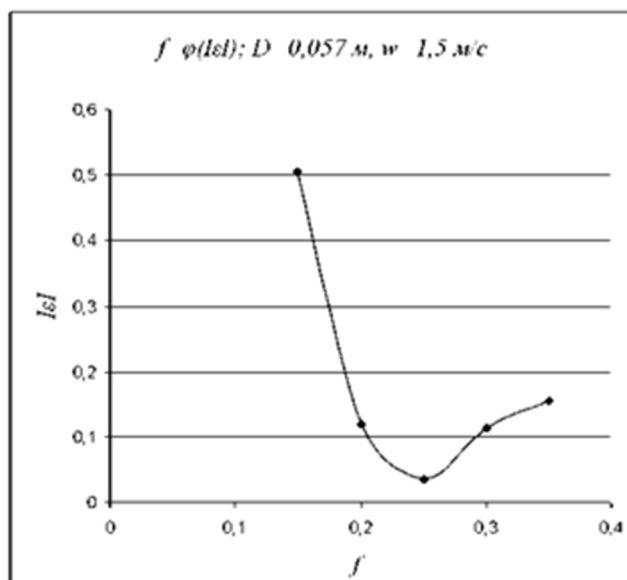


Рисунок 7 – Графік залежності величин $|\varepsilon|$ від f для колони діаметром $D = 0,057$ м від f для колони діаметром $D = 0,057$ м

Були проведені експерименти на модельній установці з колоною $D = 0,057$ м і вільним перетином $f = 0,24$. Діаметр отворів в плато тарілки становив $d_0 = 0,0125$ м. Щільність зрошення встановили рівною $L = 5,24$ м³/ (м² година). Вимірювали

гідравлічний опір тарілки і висоту газорідинного шару на тарілці провального типу в залежності від швидкості газу в перерізі колони.

3.2 Результати досліджень меж роботи тарілок провального типу

Результати досліджень показані на графіках (рис. 8, 9).

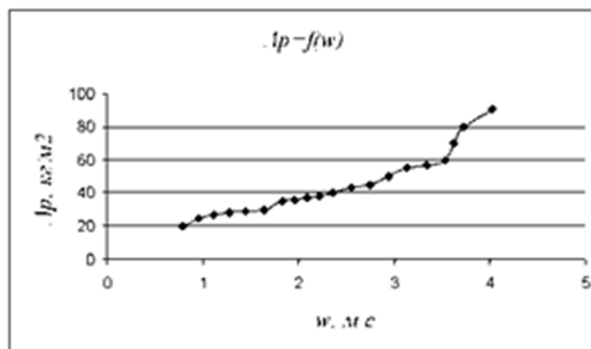


Рисунок 8 – Графік залежності величини Δp від w для колони діаметром $D = 0,057$ м

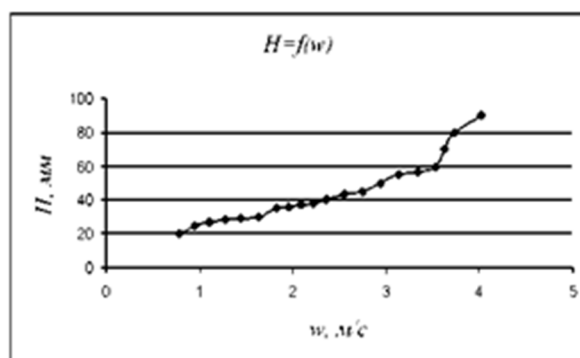


Рисунок 9 – Графік залежності величини H від w для колони діаметром $D = 0,057$ м

На графіку залежності висоти газорідинного шару від швидкості газу в перерізі колони видно, що при швидкості $w = 1,5$ м/с і щільності зрошення

$L = 5,24$ досягається режим рухомого газорідинного шару так як висота газорідинного шару досягає значення $H=80-100$ мм.

Максимальна ефективність тарілок в режимі рухомого газорідинного шару підтверджується результатами досліджень наведених в [10]. тут наведено на рис. 2 графік залежності коефіцієнта наведено на рис. 5 графік залежності коефіцієнта збагачення η і висоти шару піни H від швидкості пара при ректифікації суміші метанол (10%) - вода.

З графіків, рис.8, випливає, що при висоті піни (газорідинного шару)

$H = 80-100$ мм досягається максимальна ефективність масообмінних тарілки провального типу (коефіцієнт збагачення $\eta \approx 70\%$). Це говорить про те, що на тарілці досягається режим рухомого газорідного шару.

Таким чином, в результаті досліджень наведених в даній роботі, рис.7 і рис.8, видно, що експериментальні значення гідравлічних параметрів дослідної тарілки близькі до значень, розрахованих при моделюванні тарілок провального типу для колони діаметром $D = 0,057$ м. Слід очікувати, що близькі за значенням параметри роботи тарілок провального типу (такі як гідравлічний опір і висота газорідного шару, а також ефективність роботи тарілок) встановляться в колонних діаметром $D = 0,678$ м і $D = 0,339$ м.

Наведених в даній роботі, рис.7 і рис.8, видно, що експериментальні значення гідравлічних параметрів дослідної тарілки близькі до значень, розрахованих при моделюванні тарілок провального типу для колони діаметром $D=0,057$ м.

Висновки:

1. Використовуючи рівняння (1) проведено гідродинамічний моделювання роботи тарілок провального типу, з використанням параметра T , який представляє відношення суми периметрів всіх отворів плато тарілки до її діаметру.

2. Показаний приклад розрахунку швидкості пара в точці біфуркації тарілок провального типу діаметром $D = 0,678$ м, і діаметром $D = 0,339$ м з використанням даних отриманих при дослідженні тарілок провального типу в колоні з діаметром $D = 0,057$ м.

3. Показано, що в точці біфуркації, при швидкості газу $w=1,5$ м/с в колонах діаметром $D = 0,678$ і $0,339$ м при щільності зрошення $L=5,24$ м³/ (м² година), вільний перетин тарілок має становити $f=0,14$ і $f=0,16$, відповідно.

Отже, для моделювання швидкості фаз в точці біфуркації, необхідно в колоні діаметром $D=0,057$ м встановити тарілки провального типу з вільним перетином $f=0,25$, при цьому швидкість газу розрахована на повний переріз колони складе $w=1,5$, м/с, і щільність зрошення по рідині буде дорівнює $L=5,24$ м³/ (М² година).

4. Проведені дослідження підтвердили розрахункові дані. При щільності

зрошення $L = 5,24 \text{ м}^3 / (\text{м}^2 \text{ годину})$, в колоні діаметром $D=0,057 \text{ м}$, швидкість повітря в точці біфуркації дорівнювала $w \approx 1,6 \text{ м / с}$. вільне перетин тарілки становила $f=0,24$.

5. За допомогою рівняння (1), можна здійснювати гідродинамічний моделювання газорідного шару на тарілках провального типу великого діаметра ($D=0,678$ і $0,339 \text{ м}$), використовуючи експериментальні дані, отримані на колоні діаметром модельного розміру ($D=0,057 \text{ м}$).

4 Технологічні схеми утилізації кислотного меланжу. Дослідження процесу ректифікації йодовмісних водних розчинів азотної кислоти та оксидів азоту

Некондиційні розчини, як показали результати теоретичних і експериментальних досліджень, можуть бути перероблені в азотну кислоту, яка є сировиною для виробництва аміачної або кальцієвої селітри і інших складних мінеральних добрив, декількома засобами:

- безпосереднім розбавленням водою або слабкою азотною кислотою;
- ректифікацією;
- попереднім витяганням інгібіторів корозії за допомогою азотнокислих солей алюмінію або кальцію з подальшим розбавленням або розділенням обесфтореного нітроолеума.

Найпростішим і ефективнішим способом утилізації некондиційних розчинів є їх безпосереднє розбавлення водою або слабкою азотною кислотою, проведення якого можливе на існуючому промисловому агрегаті виробництва неконцентрованої HNO_3 .

З урахуванням отриманих науково-дослідних результатів і технічних рішень розроблена технологічна схема утилізації водних розчинів азотної кислоти і оксидів азоту методом ректифікації.

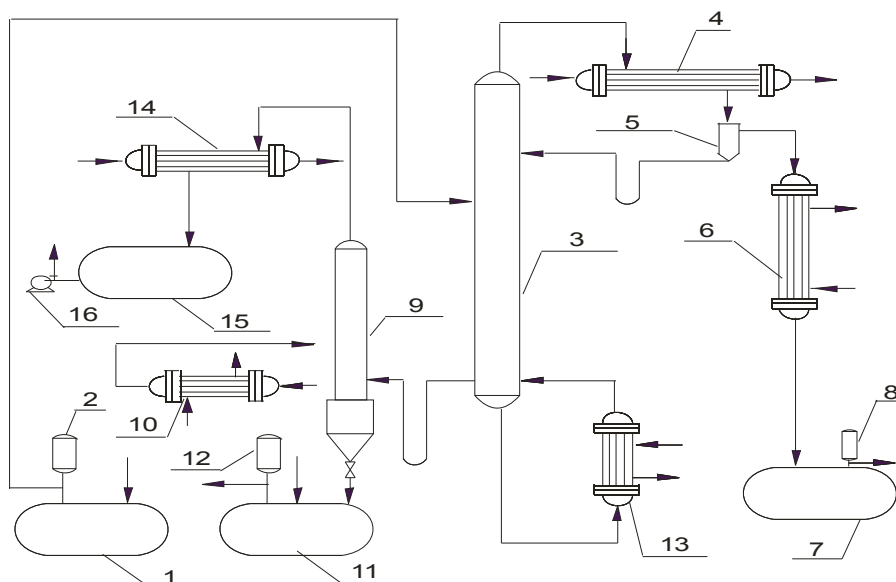


Рисунок 10 – Принципова технологічна схема утилізації розчинів HNO_3 - N_2O_4 - H_2O - I_2 - HIO_3 методом ректифікації: 1 – ємність, 2, 8, 12, 16 – насос; 3 – отбелочна колонна; 4 – головній холодильник; 5 – сепаратор; 6 – конденсатор; 7, 15 – сборник; 9 – випарной апарат; 10, 13 – кипятильник; 11 – нейтралізатор; 14 – холодильник

Йодовмісний водний розчин азотної кислоти і оксидів азоту з ємності 1 подають насосом 2 у середню частину отбелочної колони 3. З верхньої частини отбелочної колони 3 пари оксидів азоту, що містять до 3% азотної кислоти, з температурою 40 - 45⁰С надходять у головний холодильник 4, в якому частково конденсуються при 20 - 25⁰С. Рідку фазу відокремлюють в сепараторі 5 і повертають на зрошення отбелочної колони 3. флегмове число дорівнює 0,5. Парову фазу з сепаратора 5 направляють в конденсатор 6, з якого рідкі оксиди азоту з температурою 5 - 100С стікають до збірки 7, звідки насосом 8 їх транспортують у відділення синтезу концентрованої азотної кислоти.

Нагромаджені кристали йоднатової кислоти, що містять близько 50% водного розчину HNO₃, з випарного апарату 9 періодично скидають в нейтралізатор 11, який попередньо заповнюють водним розчином кальцинованої соди. Суспензію перемішують насосом 12 і після закінчення нейтралізації вивантажують в транспортний засіб, який відправляють на підприємство, яке виробляє йод і продукти на його основі.

Процес ректифікації йодовмісних водних розчинів азотної кислоти та оксидів азоту є більш енергоємним у порівнянні з їх розведенням і попередніми витяганням йоду за допомогою реагентів. Однак, він не вимагає великих капітальних витрат, так як дозволяє використовувати практично в повному обсязі обладнання цеху виробництва концентрованої HNO₃ методом прямого синтезу, виключає застосування реагентів і при цьому повністю витягувати йод і отримувати очищену від сольових домішок азотну кислоту.

З метою реалізації процесу ректифікації були вивчені фазові рівноваги рідина - пар в системах HNO₃ - N₂O₄ - H₂O - I₂ - HIO₃ і HNO₃ - H₂O - HIO₃ і встановлено вплив компонентів, що знаходяться в рідкій фазі, на вміст йоду в N₂O₄ яке підвищується з ростом концентрації I₂, H₂O і N₂O₄. На підставі рівноважних даних розраховані числа теоретичних тарілок при різних флегмове числох і висоти, еквівалентні теоретичним тарілкам, при різних лінійних швидкостях пара. Технологічні дослідження процесу ректифікації дозволили уточнити технологічні та гідродинамічні параметри, розробити конструкцію випарного апарату і визначити його розміри. Проведені

дослідження показали, що парова фаза збагачена оксидами азоту і азотною кислотою, які при ректифікації виводять з дистилятом, а в кубі міститься водний розчин азотної і йодоватої кислот. З урахуванням отриманих експериментальних даних розроблено технологічний процес утилізації розчинів методом ректифікації

Цю групу сталей використовують для служби в середовищах підвищеної агресивності. Під терміном "високолеговані" мають на увазі групу матеріалів, по мірі легированности що перевищують найбільш широко поширені аустенітні сталі типу 18-10. Крім того, високолеговані сталі зазвичай легують певними елементами (Mo, Si та ін.) з метою підвищення опірності матеріалу в конкретному електроліті або якому-небудь виду корозії.

4.1 Дослідження процесу ректифікації йодовмісних водних розчинів азотної кислоти та оксидів азоту [14].

Результати досліджень представлені на рис.9. -10. Відомо [134, 46], що розділяє здатність колонки залежить від навантаження по газу і рідині. На рис. 9 показана залежність вмісту йоду в дистиляте від лінійної швидкості парів при ректифікації водного розчину азотної кислоти масовою концентрацією 92 - 98%, що містить 25 - 28% і 0,15 - 0,18% I₂, при постійній щільності зрошення рівній 350 кг/год-м² на 6 провальних тарілках.

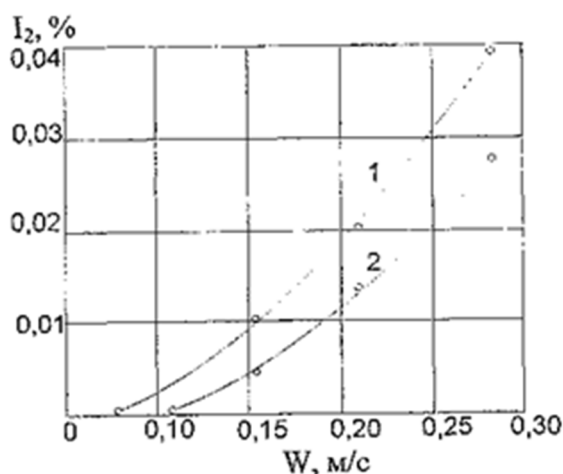


Рисунок 11 – Залежність вмісту йоду в дистиляте від лінійної швидкості парів HNO_3 при щільності зрошення 350 кг / год-м², 6 теоретичних тарілок і різних масових концентраціях $\text{HNO}_3, \%$: (1 - 92; 2 – 98).

При швидкості парів 0,1 м/с йод в дистилляте відсутня, а при 0,28 м/с в залежності від концентрації HNO_3 , масовий вміст йоду становить 0,026- 0,041%. Отже, в досліджуваному інтервалі з ростом навантаження по газу ефективність роботи колонки знижується, що характерно для ламінарного режиму руху парів. Збільшення швидкості парів, з одного боку, підшаєт поверхню масообміну, а з іншого боку, зменшує час контакту фаз. З точки зору стійкої роботи колонки доцільно підтримувати лінійну швидкість парів в інтервалі 0,15 - 0,22 м/с. Зміна навантаження по рідині таким же чином двояко дей ствие на розділяє здатність колонки. З експериментальних даних, представлених на рис. 9 і 10 видно, що з підвищенням щільності зрошення ефективність роботи колонки зростає, так як при цьому знижується

$h, \%$

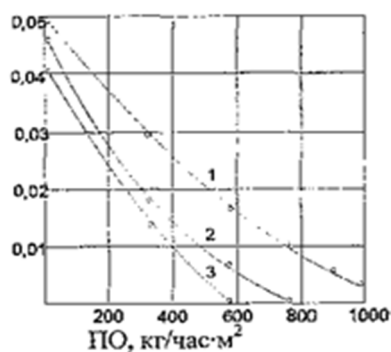


Рисунок 12 – Залежність вмісту йоду в дистилляте від щільності зрошення (ПО) при лінійній швидкості парів 0,21 м / с, масовій концентрації HNO_3 92% і різній кількості теоретичних тарілок: 1 - 4; 2 - 6; 3 - 8.

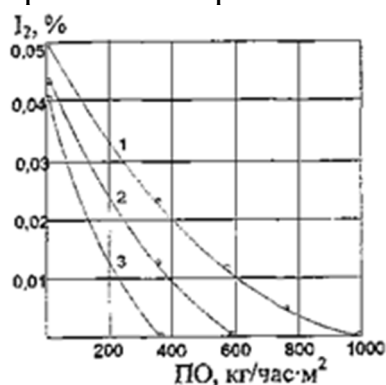


Рисунок 13 – Залежність вмісту йоду в дистилляте від щільності зрошення (ПО) при лінійній швидкості парів 0,21 м / с, масовій концентрації HNO_3 98% і різній кількості теоретичних тарілок: 1 - 4; 2 - 6; 3 - 8.

Вміст йоду в дистилляті наприклад, на 4 теоретичних тарілках збільшенням щільності зрошення від 0 до 1000 кг/год м², масова концентрація йоду зменшується від 0,058 до 0,005% при ректифікації розчину, що містить 92% -ву HNO₃, і від 0,053 до 0% при ректифікації розчину, що містить 98% -ву HNO₃. Можна вважати, що на ефективність роботи колонки в більшій мірі впливає підвищення поверхні масообміну.

Для зменшення масового вмісту йоду в дистилляте до 0,005% в колонці з чотирма теоретичними тарілками щільність зрошення повинна зрівнятися 1000 кг/год м², а з вісьмома теоретичними тарілками досить мати щільність зрошення 480 кг/год м². З експериментальних даних відомо, що відсутність йоду в дистилляте спостерігається при числі теоретичних тарілок, рівному 6- 8, якому відповідає би щільність зрошення 760 - 580 кг/год м² при ректифікації розчину, що містить 92% -ну HNO₃, і 580 - 350 кг/год м² при ректифікації розчину, що містить 98% -ну HNO₃. Оптимальні параметри при ректифікації розчину, що містить 90% -ну HNO₃ мають таке значення: число теоретичних тарілок - 7; щільність зрошення - 670 кг/год м² і лінійна швидкість парів - 0,21 м/с. при ректифікації розчину, що містить 98% -ну HNO₃ ці показники відповідно рівні: число теоретичних тарілок - 7; щільність зрошення - 430 кг/год м² і лінійна швидкість парів - 0,21 м/с.

Істотний вплив на процес ректифікації надає концентрація HNO₃ в вихідному розчині. При постійній щільності зрошення рівній 350 кг/год- м² і лінійній швидкості парів 0,2 м/с масовий вміст йоду в дистилляті для розчину, що містить 92% -ну HNO₃, становить 0,017%, а 98% - му HNO₃ - 0,010%. Відсутність йоду в дистилляте спостерігається при лінійній швидкості парів HNO₃ - 0,010%. Відсутність йоду в дистилляті спостерігається при лінійній швидкості парів 0,08 м/с і 0,11 м/с відповідно. При постійній лінійній швидкості парів 0,21 м/с і щільності зрошення 500 кг/год м² масове зтримання йоду в дистилляте становить 0,01% при ректифікації розчину, що містить 92% -ну HNO₃, і 0,005% при ректифікації розчину, що містить 98% -ну HNO₃. Підвищення ефективності колонки з ростом концентрації HNO₃ в вихідному розчині обумовлено підвищенням частки кисневих з'єднань йоду, які мають меншу пружність парів в порівнянні з молекулярним йодом.

Аналізуючи отримані дані, слід зазначити, що при відсутності флегми масовий вміст йоду в дистилляте становить 0,04-0,05%. З появленем флегми і підвищенням її кількості концентрація йоду знижується. так, наприклад, при ректифікації розчину, що містить 96% -ну HNO_3 , при флегмовом числі, рівному 0,1, масова частка йоду в дистилляте становить 0,03%, а при 0,3 - йод відсутній в дистилляті.

Вміст HNO_3 і N_2O_4 в кубовому розчині визначається, головним чином, його температурою. При 120-121 °С масова концентрація HNO_3 в кубовому розчині становить 70-72%, а вміст оксидів азоту 1,5-2,1%. при 84-86 °С масова концентрація HNO_3 в кубовому розчині становила 92-98% Залежно від її концентрації у вихідному розчині, а вміст оксидів азоту - 0,20-0,24%. Підвищення температури кубового розчину сприяє згідно фазового рівноваги рідина - пар бінарної системи HNO_3 - H_2O зниження концентрації HNO_3 до азеотропного складу і підвищення зтримання оксидів азоту внаслідок підвищення ступеня розкладання HNO_3

При відсутності флегми відсутня масообмінна міжа рідкої і парової фазами, а випаровується вільний I_2 безперешкодно проходить по колонці і потрапляє в дистиллят. При подачі флегми йод окислюється азотною кислотою і утворюється N_2O_5 , а кисневі сполуки йоду поглинаються жидкістю і виводяться з кубовим розчином. Повний витяг йоду з дистилляту відбувається при флегмовом числі рівному 0,3-0,5 в залежності від концентрації HNO_3 . Зіпоставляючи отримані експериментальні дані з розрахунковими, слід зазначити, що вони досить добре узгоджуються і можуть бути використані для розрахунку промислових апаратів.

Таким чином, визначені умови процесу ректифікації йодовмісних водних розчинів азотної кислоти та оксидів азоту і встановлено, що розділяє здатність колонки залежить від навантаження по газу і по рідині і початкової концентрації HNO_3 в розчині. Показано, що запропонований спосіб може бути використаний як для регенерації, так і для утилізації некондиційних розчинів з повним вилученням йоду у вигляді його кисневих сполук.

5 Опис експериментальної установки для гідравлічних і кінетичних досліджень тарілок провального типу з колоною $D = 0,4$ м.

Для дослідження дірчатих тарілок провального типу було використано експеримент з колоною діаметру: $D = 0,4$ м.

5.1 Опис експериментальної установки з колоною $D = 0,4$ м:

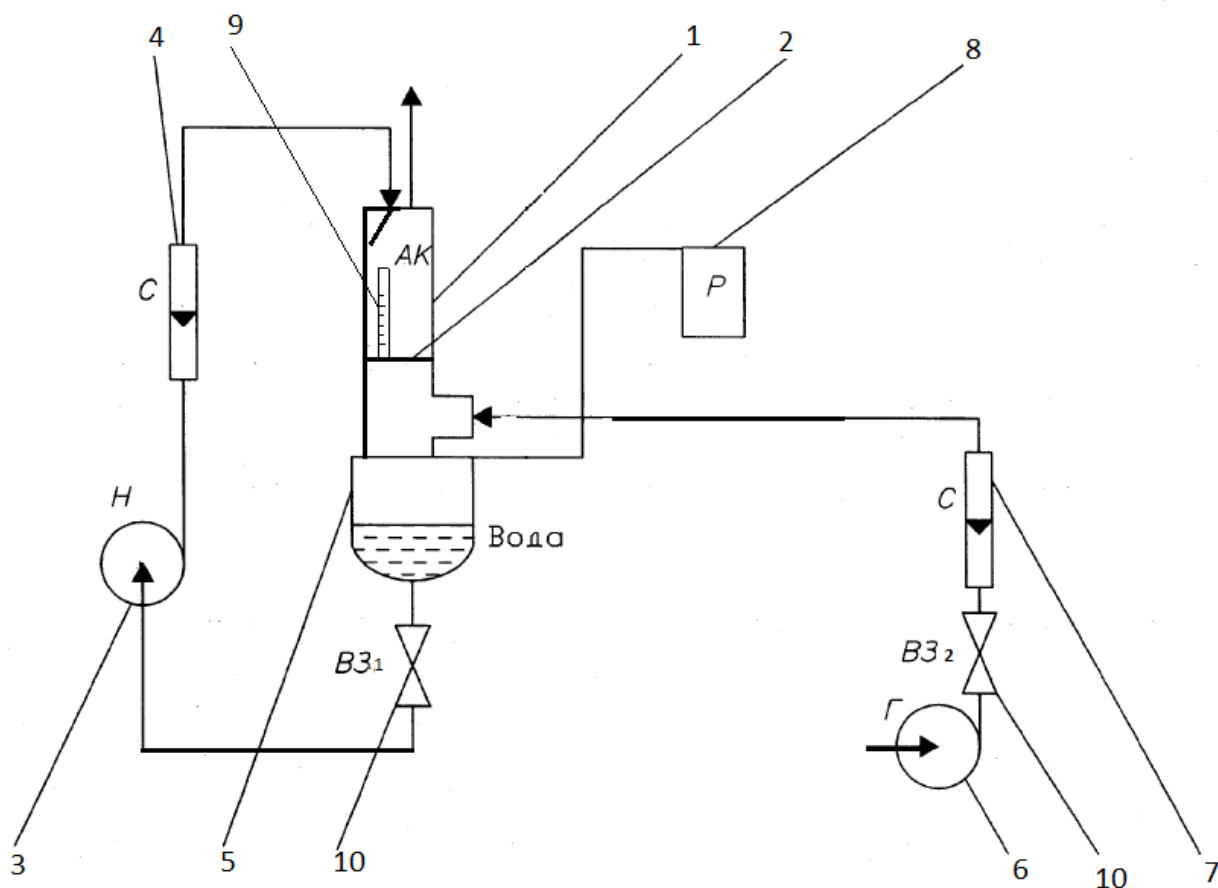


Рисунок 14 – Схема експериментальної установки для гідравлічних та кінетичних досліджень тарілок провального типу з колоною $D=0,4$ м:

1 – колона; 2 – тарілка; 3 – насос; 4 – ротаметр; 5 – куб колони; 6 – газодувки; 7 – ротаметр; 8 – манометр; 9 – лінійка; 10 – вентелі.

5.2 Схема лабораторної установки

Схема установки зображена на рис.14 і являє собою колонну 13, діаметром 400мм, з встановленою в ній тарілкою провального типу 17. За допомогою насоса 1, вода подається через ротаметр 14 у верхню частину колони. Висоту стовпа рідини в колоні визначається рівнеміром 10. Повітря з допомогою газодувки 2, проходячи через розподільну коробку 8, діафрагму 5, яка підводиться до дифманометру 3 і п'зометру 4 подається в колону нижче тарілки, для забезпечення протитоку і тим самим утворюючи барботажний шар. Витрати рідини й повітря регулюємо вентилями 6 і 19. Висоту газорідинного тиску вимірюємо за допомогою лінійки 12. За допомогою манометра 11, який підводиться до датчика відбору тиску 16, можна вимірюється гідравлічний опір.

5.3 Експериментальне дослідження

Рідина за допомогою насосу подається у верхню частину, по перерізу колони, для досягнення більш рівномірного розподілу рідини й тим самим зменшенням гідравлічного опору газу. Після тарілки, рідина подається на стінку колони. Установлюємо по ротаметру витрату рідини, якій відповідає певна щільність зрошування.

Газодувкою подаємо повітря, яке проходить через розподільну коробку, підводиться до дифманометру і пьезометру та подається в колону нижче тарілки, для забезпечення протитоку і тим самим утворюючи барботажний шар. Витрати рідини й повітря регулюємо вентилями.

За допомогою манометра, який підводиться до датчика відбору тиску, можна вимірюється гідравлічний опір.

Дивимося коли на тарілці з'являється барботажний шар. Вимірюємо гідравлічний опір і газорідинні фази. Фіксуємо швидкості при яких доходить до точки біфуркації від нерівномірного барботажа до режиму захлебывання, паралельно вимірюємо висоту піни за допомогою лінійки.

Гідравлічний опір тарілки вимірюється за допомогою манометра, вхід якого з'єднаний з точкою відбору гідравлічного тиску, що розташовується під

масообмінною тарілкою. Вихід манометру з'єднаний з атмосферою. Висоту піни вимірюємо за допомогою сантиметрової лінійки. Для отримання більш точніших дослідних даних для кожного співвідношення навантажень по газу й рідині проводиться декілька експериментів, після чого підраховується середня величина для гідравлічного опору та висоти піни.

5.4 Пуск колони

Подається напруга в мережі, після чого включається насос 1, відкривається кульовий кран 9, встановлюються по ротаметру витрата рідини, котра відповідає певній щільності зрошення. Потім включається газодувка 6. За допомогою рідинного дифманометра 3 виставляється витрата газу. Витрати рідини й повітря регулюються вентилями 6 і 19

5.5 Зупинка колони

Відключається насос 1, відключається газодувки 2, закривається вентиль 6, вентиль 19 і шаровий кран 9.



6 Експериментальні дані

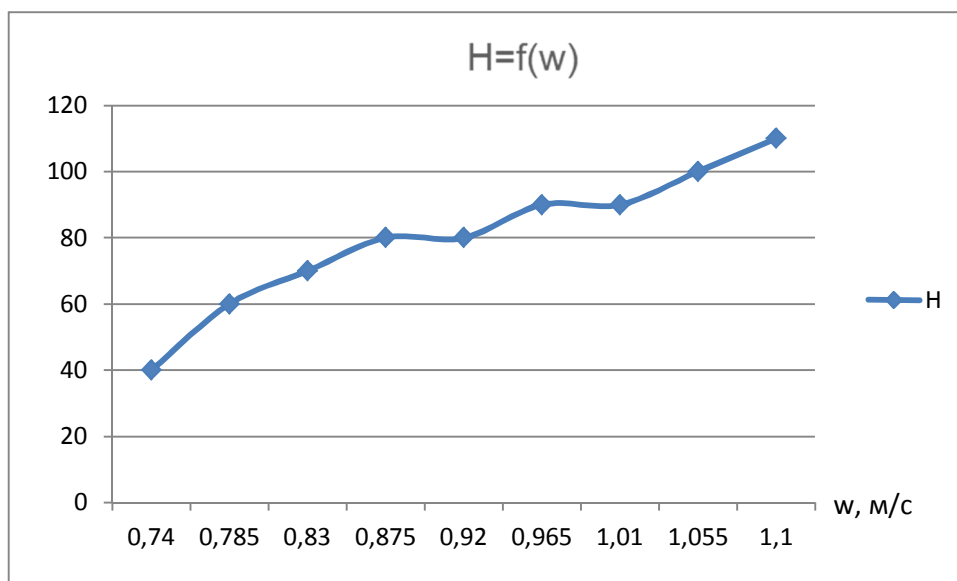


Рисунок 15 – Залежність висоти газорідного шару від швидкості пари

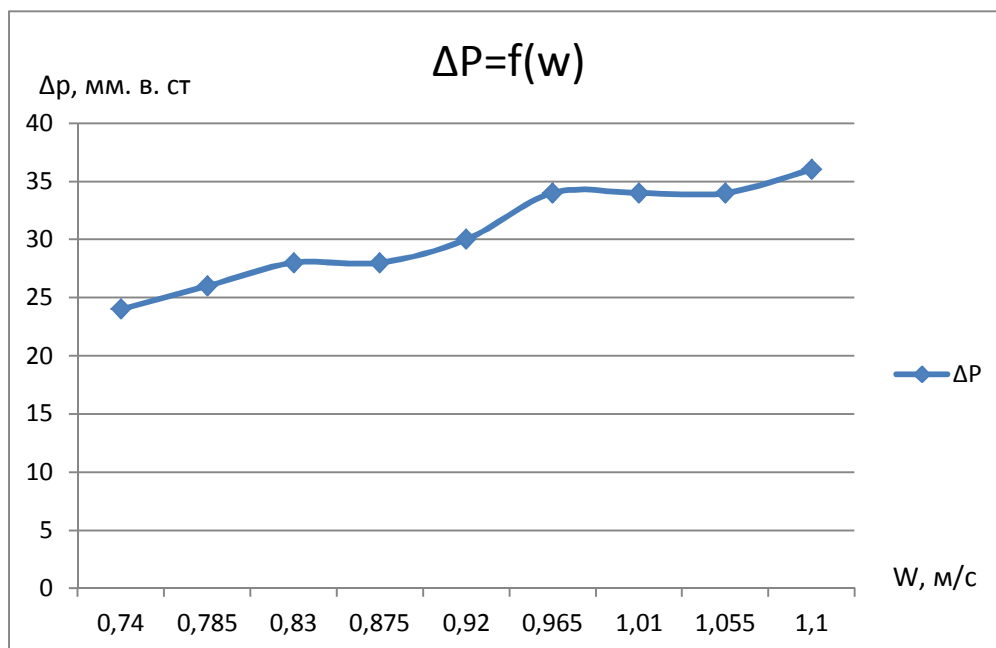


Рисунок 16 – Залежність гідравлічного опору газорідного шару від швидкості пари

7 Розрахунок основних параметрів роботи колони

У ректифікаційній колоні з дірчатими тарілками передбачається поділ суміші нітролеум-йод при надлишковому тиску 10000 мм вод. ст.

Характеристика нітролеуму (низько киплячий компонент):

$M_a = 71,7$ – молекулярна маса нітролеуму;

$T_a = 45^\circ\text{C}$ – температура кипіння;

$\rho_a = 1630 \text{ кг/м}^3$ – густина нітролеуму при 20°C .

Характеристика 70% нітратної кислоти (висококиплячий компонент):

$M_b = 49,5$ – молекулярна маса 70% нітратної кислоти;

$T_b = 122^\circ\text{C}$ – температура кипіння 70% нітратної кислоти;

$\rho_b = 1413 \text{ кг/м}^3$ – густина 70% нітратної кислоти при 20°C .

Кількість одержуваного дистилляту, кг/с:

$$G_p = \frac{G}{T \cdot 24 \cdot 3600} \quad (8)$$

де $G = 2000000$ кг/рік – необхідна продуктивність колони по нітролеуму;

$T = 335$ днів – ефективний фонд робочого часу за рік.

$$G_p = \frac{2000000}{335 \cdot 24 \cdot 3600} = 0,069 \text{ кг/сек}$$

Кількості вихідної суміші й кубового залишку визначається шляхом рішення рівняння матеріального балансу для низькокиплячого компоненту

$$G_f = G_p + G_w \quad (9)$$

$$G_f a_f = G_p a_p + G_w a_w \quad (10)$$

Кількість вихідної суміші

$$G_f = \frac{G_p (a_p - a_w)}{a_f - a_w} \quad (11)$$

$a_f=93,3\%$ – масовий склад вихідної суміші;

$a_p=100\%$ – масовий склад дистиляту;

$a_w=76,2\%$ – масовий склад кубового залишку.

$$G_f = \frac{0,069 \cdot (1 - 0,762)}{0,933 - 0,762} = 0,096035 \text{ кг/сек}$$

Кількість кубового залишку

$$G_w = G_f - G_p \quad (12)$$

$$G_w = 0,096035 - 0,069 = 0,027035 \text{ кг/сек}$$

Перевірка матеріального балансу за рівнянням

$$G_f a_f = G_p a_p + G_w a_w \quad (13)$$

$$0,096035 \cdot 0,933 = 0,069 \cdot 1 + 0,027035 \cdot 0,762$$

$$0,089601 = 0,089601$$

Таблиця 3 – Параметри колони

№ потоку	1	2	3
Температура, °C	50	45	122
Тиск			
в верху колони, МПа (надл.)			
в низу колони, МПа (надл.)			0,1
Витрати пари			
Витрати рідини, кг/сек	0,096035	0,069	0,027035
Витрати газу			
Масовий склад ваговий, %			
HNO ₃ +N ₂ O ₄	93,3%	100%	76,2%
	6,7%	0%	23,8%
Склад потоку:			
Вихідна суміш, кг/сек	0,096035		
Кількість дистиляту, кг/сек		0,069	
Кубовий залишок, кг/сек			0,027035

Примітка:

Поток №1 – потік вихідна суміш

Поток №2 – потік вихіду дисцилята суміш

Поток №3 – потік кубовий залишок

7.1 Матеріальний баланс колони

Потужність виробництва 2000 т/рік; $2000 \cdot 1000 : 8000 = 250$ кг/год.

Вміст суміші нітролеум-йод:

HNO_3 – 69,85%

H_2O – 25,15%

HIО_3 – 5%

Вихідна суміш 250 кг/год:

HNO_3 – 174,625 кг/год

H_2O – 62,875 кг/год

HIО_3 – 12,5 кг/год

Дистилят 225 кг:

HNO_3 – 174,625 кг/год

H_2O – 50,375 кг/год

Кубовий залишок 25 кг/год:

H_2O – 12,5 кг/год

HIО_3 – 12,5 кг/год

Перевірка матеріального балансу:

$250 \text{ кг/год} = 225 \text{ кг/год} + 25 \text{ кг/год}$;

$250 \text{ кг/год} = 250 \text{ кг/год}$ – Вірно.

Оптимальне флегмове число повинно бути втричі більше за кількість відбираємого дистиляту. $R_{\text{опт}} = 3$.

7.2 Визначення середніх значень параметрів по колоні, фізико-хімічних і термодинамічних констант фаз

По рідкій фазі

Середня мольна концентрація в нижній частині колони

$$X_{cp^H} = \frac{X_W + X_F}{2} \quad (21)$$

$$X_{cp^H} = \frac{0.688 + 0.906}{2} = 0,797$$

Середня мольна концентрація у верхній частині колони

$$X_{cp}^B = \frac{X_F + X_P}{2} \quad (22)$$

$$X_{cp}^B = \frac{0.906 + 1}{2} = 0,953$$

Середня мольна концентрація по колоні

$$X_{cp} = \frac{X_{cp}^H + X_{cp}^B}{2} \quad (23)$$

$$X_{cp} = \frac{0.797 + 0.953}{2} = 0,875$$

Середня масова концентрація по колоні

$$a_{cp} = \frac{X_{cp} \cdot M_a}{X_{cp} \cdot M_a + (1 - X_{cp}) \cdot M_b} \quad (24)$$

$$a_{cp} = \frac{0,875 \cdot 71,7}{0,875 \cdot 71,7 + (1 - 0,875) \cdot 49,5} = 0,91$$

Для визначення значень t_{xw} , t_{xf} , t_{xp} будується діаграма рівноважного складу рідини (X) і пари (Y) в мол.% і температури кипіння подвійної суміші «нітролеум-йод» при 10000 Па (абс.) за даними таблиці 1.

Таблиця 4 – Мольні концентрації

$x_w =$ 0,688(мол.)
$x_f = 0,906$ (мол.)

$x_p = 1(\text{мол.})$
$y_w =$ 0,016824(мол.)
$y_f^* =$ 0,999(мол.)
$y_p = 0,999$ (мол.)

Таблиця 5 – Залежність складу суміші (нітролеум-йод) від температури

X	Y	°C
4	59	77
8	80	68
12	88	62
16	92	54
20	93	51
24	95	46
28	96	42
32	97	37
36	98	33
40	98	29
44	99	25
49	99	24,5

Температура подачі вихідної суміші, °C

при $X_F = 0,906$ $t_{XF} = 50$ °C

Температура виходу дистилляту, °C

при $X_P = 1$ $t_{XP} = 45$ °C

Температура виходу кубового залишку, °C

при $X_W = 0,688$ $t_{XW} = 122$ °C

Середня температура в нижній частині колони, °C

$$t_{Xcp}^H = \frac{t_{XW} + t_{XF}}{2} \quad (25)$$

$$t_{Xcp}^H = \frac{122 + 50}{2} = 86 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Середня температура у верхній частині колони, $^\circ\text{C}$

$$t_{Xcp}^B = \frac{t_{XF} + t_{XP}}{2} \quad (26)$$

$$t_{Xcp}^B = \frac{50 + 45}{2} = 47,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Середня температура по колоні, $^\circ\text{C}$

$$t_{Xcp}^B = \frac{t_{Xcp}^H + t_{Xcp}^B}{2} \quad (27)$$

$$t_{Xcp}^B = \frac{86 + 47,5}{2} = 66,75 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Середня молекулярна маса

$$M_{Xcp} = M_a \cdot X_{cp} + M_e \cdot (1 - X_{cp}) \quad (28)$$

$$M_{Xcp} = 71,7 \cdot 0,875 + 49,5 \cdot (1 - 0,875) = 68,925$$

Середня густина, кг/м^3

$$\rho_{Xcp} = \frac{\rho_a \cdot \rho_e}{\rho_e \cdot a_{cp} + \rho_a \cdot (1 - a_{cp})} \quad (29)$$

$\rho_a = 1520 \text{ } \text{кг/м}^3$ – густина нітролеуму, при $t_{Xcp} = 66,75 \text{ } ^\circ\text{C}$;

$\rho_e = 1301 \text{ } \text{кг/м}^3$ – густина 70% азотної кислоти, при $t_{Xcp} = 66,75 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$\rho_{Xcp} = \frac{1520 \cdot 1301}{1301 \cdot 0,91 + 1520 \cdot (1 - 0,91)} = 1497 \text{ } \text{кг/м}^3 \quad [14]$$

Середня в'язкість

$$\lg \mu_{Xcp} = X_{cp} \cdot \lg \mu_a + (1 - X_{cp}) \cdot \lg \mu_e \quad (30)$$

$$t_{Xcp} = 66,75 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$X_{cp} = 0,875$$

$\mu_a = 0,39 \text{ спз}$ – в'язкість низькокиплячого компонента при середній температурі

$$t_{Xcp} = 66,75 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$\mu_e = 0,5 \text{ спз}$ – в'язкість висококиплячого компонента при середній температурі

$$t_{xcp} = 66,75^{\circ}\text{C}$$

$$\text{Lg}\mu_{xcp} = 0,875 \cdot \text{Lg}0,39 + (1 - 0,875) \cdot \text{Lg}0,5 = -0,398$$

$$\mu_{xcp} = 0,4023 \text{спз} = 0,4023 \text{мПаc} = 0,4023 \cdot 10^{-3} \text{Па} \cdot \text{c}$$

Середня поверхня натягу, дин/см

$$\sigma_{cp} = \sigma_a \cdot X_{cp} + \sigma_s \cdot (1 - X_{cp}) \quad (31)$$

$\sigma_a = 1,46$ дин/см – поверхневий натяг низькокиплячого компоненту при температурі $t_{xcp} = 66,75^{\circ}\text{C}$

$\sigma_s = 18 \cdot 10^3$ н/м дин/см - поверхневий натяг висококиплячого компоненту при температурі $t_{xcp} = 66,75^{\circ}\text{C}$

$$\sigma_{cp} = 1,46 \cdot 0,875 + 18 \cdot (1 - 0,875) = 3,49 \text{дин/см} \quad (3,49 \cdot 10^3 \text{Н/м})$$

70% азотної кислоти – $\sigma = 1,46 \cdot 10^3$ Н/м

Нітролеума – $\sigma = 18 \cdot 10^3$ Н/м

По газовій фазі

Середня мольна концентрація в нижній частині колони, мол.

$$Y_{cp}^H = \frac{Y_W + Y_F}{2} \quad (32)$$

$$Y_{cp}^H = \frac{0,017 + 0,999}{2} = 0,5081 \text{ мол.}$$

Середня мольна концентрація у верхній частині колони, мол.

$$Y_{cp}^B = \frac{Y_F + Y_P}{2} \quad (33)$$

$$Y_{cp}^B = \frac{0,999 + 0,999}{2} = 0,9991, \text{ мол.}$$

Середня мольна концентрація по колоні, мол.

$$Y_{cp} = \frac{Y_{cp}^H + Y_{cp}^B}{2} \quad (34)$$

$$Y_{cp} = \frac{0,5081 + 0,9991}{2} = 0,7536, \text{ мол.}$$

Температура подачі вихідної суміші, при

$$Y_F = 0,999; \quad t_{YF} = 54^{\circ}\text{C};$$

Температура виходу дистилляту:

$$Y_P = 0,999; \quad t_{YP} = 45^\circ\text{C};$$

Температура подачі кубового залишку:

$$Y_W = 0,017; \quad t_{YW} = 122^\circ\text{C};$$

Середня температура в нижній частині колони, °C

$$t_{Ycp}^H = \frac{t_{YW} + t_{YF}}{2} \quad (35)$$

$$t_{Ycp}^H = \frac{122 + 54}{2} = 88,^\circ\text{C}$$

Середня температура у верхній частині колони, °C

$$t_{Ycp}^B = \frac{t_{YF} + t_{YP}}{2} \quad (36)$$

$$t_{Ycp}^B = \frac{54 + 45}{2} = 49,5,^\circ\text{C}$$

Середня температура по колоні, °C

$$t_{Ycp} = \frac{t_{Ycp}^H + t_{Ycp}^B}{2} \quad (37)$$

$$t_{Ycp} = \frac{88 + 49,5}{2} = 68,75,^\circ\text{C}$$

Середня молекулярна маса

$$M_{Ycp} = M_a \cdot Y_{cp} + M_s \cdot (1 - Y_{cp}) \quad (38)$$

$$M_{Ycp} = 71,7 \cdot 0,7536 + 49,5 \cdot (1 - 0,7536) = 66,23$$

Середня густина, кг/м³

$$\rho_{Ycp} = \frac{M_{Ycp} \cdot p \cdot T_o}{22,4 \cdot p_o \cdot T} \quad (39)$$

T - середня температура по колоні, °K

$$F = \frac{V}{w} \quad (40)$$

$$T = t_{Ycp} + T_o \quad (41)$$

T₀ = 273K – точка плавлення льоду;

P₀ = 1 кгс/см² – нормальний атмосферний тиск;

$P = 4,1 \text{ кгс/см}^2$ – абсолютний робочий тиск у колоні

$$T = 68,75 + 273 = 341,75^\circ \text{K}$$

$$\rho_{\text{гсп}} = \frac{66,23 \cdot 10100 \cdot 273}{22,4 \cdot 10100 \cdot 341,75} = 2,361 \text{ кг/м}^3$$

7.3 Визначення основних геометричних параметрів колоні

Діаметр колоні

$$D_K = \sqrt{\frac{V_Y}{0,785 \cdot \omega_Y}} \quad (42)$$

V_Y – об'ємна витрата пари, $\text{м}^3/\text{сек}$

ω_Y – швидкість пари, віднесена до повного перерізу колоні, м/сек

$$V_Y = \frac{G_Y}{\rho_{\text{гсп}}} \quad (43)$$

G_Y - кількість пари, що піднімається по колоні, кг/сек

$$G_Y = G_P (R_{\text{ом}} + 1) \quad (44)$$

$$G_Y = 0,069 \cdot (3 + 1) = 0,276 \text{ кг/сек}$$

$$V_{\text{гсп}} = \frac{0,276}{2,361} = 0,117 \text{ м}^3/\text{сек}$$

Рекомендована швидкість пари у колоні

$$w = 1,5 \text{ м/с}$$

$$0,785D^2 = \frac{V}{w} \quad (45)$$

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot w}} \quad (46)$$

$$D = \sqrt{\frac{0,117}{0,785 \cdot 1,5}} = 0,32 \text{ м}$$

Приймаємо діаметр колоні $D = 0,4 \text{ м}$,

тоді швидкість пари, що розраховується на повний переріз колоні, буде складати

$$w = \frac{V}{0,785 \cdot D^2} = \frac{0,117}{0,785 \cdot 0,4^2} = 0,93 \text{ м/с}$$

Приймаємо $w=1,0$ м/с

8 Матеріал колони

Матеріали для виготовлення корпусу апарату вибираються з урахуванням властивостей робочого середовища в апараті, тиску і температури [19].

Для нейтральних чистих середовищ 3 класу небезпеки при умовному тиску в апараті 0,4 МПа і робочій температурі 220 °С для виготовлення корпусу апарату прийнята сталь Ст3сп5 ГОСТ 380-94 [19].

Матеріал труб для виготовлення патрубків штуцерів - сталь 20 ГОСТ 8733-74, матеріал трубопровідних фланців - сталь 20 ГОСТ 8733-74 [4] [5].

Обичайка люка виготовляється з листового прокату із сталі Ст3сп5 ГОСТ 13716-73, фланець люка - сталь 20 ГОСТ 8733-74[13].

Матеріал кріпильних виробів (болтів) по рекомендаціях [7] для фланців штуцерів з вуглецевих сталей - сталь 40 ГОСТ 7798, для гайок - сталь 40 ГОСТ 5915.

Матеріал кріпильних виробів для фланцевого з'єднання люка: болтів і гайок - сталь 40 ГОСТ 5520-79 [25].

Матеріал прокладок - паронит ПОН 2,0 ГОСТ 481-80 [14].

Матеріал цапф для строповки - сталь Ст3сп5 ГОСТ 380-94 [26].

9 Розрахунок вільного перерізу тарілки провального типу $D = 0,4$ м

Визначаємо вільний переріз тарілок провального типу в колонні $D = 0,4$ м
Розрахунок проводиться за формулою (7)

$$\lg\left(\frac{Y}{T^{0.5}}\right) = 0,0751 - 1,68 \cdot X$$

$$X = \left(\frac{G_p}{G_n}\right)^{1/4} \cdot \left(\frac{\rho_z}{\rho_p}\right)^{1/8} \quad (47)$$

$$Y = \frac{w^2}{g \cdot d_0 \cdot f^2} \cdot \frac{\rho_z}{\rho_p} \cdot \left(\frac{\mu_p}{\mu_s}\right)^{0,16} \quad (48)$$

$G_{рід}$ і $G_{п}$ – вагові швидкості рідини і газу (пара), кг/год;

$$G_{рід} = 225 \cdot 4 = 900 \text{ кг/год}$$

$$G_{п} = G_Y = 994 \text{ кг/год}$$

$G_{ф}$ – кількість флегми, кг/год;

G_f – кількість вихідної суміші, кг/год;

G_n – кількість рідини, що проходить крізь низ колони, кг/год;

$\rho_{рід}$ і $\rho_{п}$ – питомі ваги газу (пара) і рідини, кг/м³;

g – прискорення сили тяжіння, м/с²;

d_0 – діаметр отворів в тарілці, м;

f – вільний переріз тарілки, м²/м²;

$\mu_{рід}$ – в'язкість рідини, Па·с;

μ_s – в'язкість води при 20°, Па·с;

V – витрата пари, м³/с;

a, B – коефіцієнти;

L – щільність зрошення, м³/(м²год);

S – площа колони, м²

D – внутрішній діаметр колони, м;

Σ – площа суми отворів, м²;

S_0 – площа отвору, м²;

N – кількість отворів, шт;

Π – периметр отворів, м

T – коефіцієнт

Розрахунок кількості кубового залишку

$$G_w = G_f - G_p \quad (50)$$

$$G_w = 0,096035 - 0,069 = 0,27035 \text{ кг/сек}$$

$$V = 0,483 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$a = -1,68;$$

Розраховується щільність зрошення, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$;

$$L = G_p / S \quad (51)$$

$$L = 994 / (1413 \cdot 0,5) = 1,4 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$$

Розраховується кількість флегми

$$R = (F - G_p) \quad (52)$$

$$R \cdot G_p = F - G_p \quad (53)$$

$$R \cdot G_p + G_p = G_\phi \quad (54)$$

$$3 \cdot 0,069 + 0,069 = 0,276 \text{ кг/с}$$

Кількість флегми, кг/год ;

$$G_\phi = 0,276 \text{ кг/с} = 994 \text{ кг/ч}$$

Розраховується кількість рідини, що проходить крізь низ колони, кг/год ;

$$G_n = G_\phi + G_f \quad (55)$$

де G_f – кількість вихідної суміші, кг/год ;

$$G_f = 0,096035 \text{ кг/сек}$$

$$G_n = 0,276 + 0,096035 = 0,372 \text{ кг/сек} = 1339 \text{ кг/год}$$

Розраховуємо вагові швидкості рідини, кг/год ;

$$G_{\text{рід}} = (G_\phi + G_n) / 2 \quad (56)$$

$$G_{\text{рід}} = \frac{994 + 1339}{2} = 1166,5 \text{ кг/год}$$

Визначаються розрахункові параметри

За рівнянням (7) розраховується перша інтеграція при $f = 0,06\%$

$$Lg(Y / T^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot X$$

де Y розраховується за формулою (48)

$$Y = \frac{w^2}{g \cdot d_0 \cdot f^2} \cdot \frac{\rho_z}{\rho_p} \cdot \left(\frac{\mu_p}{\mu_g} \right)^{0,16}$$

де w – рекомендована швидкість пари у колоні

$$w = 1,0 \text{ м/с}$$

ρ_p – питома вага рідини, кг/м^3 ;

$$\rho_p = 1497 \text{ кг/м}^3$$

ρ_z – питома вага газу (пара), кг/м^3 ;

$$\rho_z = 2,361 \text{ кг/м}^3$$

g – прискорення сили тяжіння, м/с^2 ;

$$g = 9,81 \text{ м/с}^2$$

d_0 – діаметр отворів в тарілці, м;

$$d_0 = 0,012 \text{ м}$$

μ_p – в'язкість рідини, $\text{Па}\cdot\text{с}$;

$$\mu_p = 0,4023 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$$

μ_g – в'язкість азотної кислоти при, 20° , $\text{Па}\cdot\text{с}$;

$$\mu_g = 0,8 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$$

$$Y = \frac{1^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,06^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 4,98$$

T – коефіцієнт, який розраховується за формулою

(57)

де $\sum \Pi$ – сумарний периметр отворів, м

$$\sum \Pi = \Pi \cdot n \quad (58)$$

де Π – периметр отворів, м

$$\Pi = \pi \cdot d_0 \quad (59)$$

$$\Pi = \pi d_0 = 3,14 \cdot 0,008 = 0,2512 \text{ , м}$$

Розраховується площу всіх отворів, м^2

$$S_0 = S \cdot f \quad (60)$$

де – S площа колони, м^2

$$S = 0,785 \cdot D^2 \quad (61)$$

$$S = 0,785D^2 = 0,785 \cdot 0,8^2 = 0,5 \text{ м}^2$$

$$S_0 = 0,06 \cdot 0,5 = 0,03, \text{ м}^2$$

Розраховується площу одного отвору, м²

$$S'_0 = \pi \cdot R^2 \quad (62)$$

$$S'_0 = \pi \cdot R^2 = 3,14 \cdot 0,004^2 = 0,000051 \text{ м}^2$$

Розраховується кількість отворів на тарілці, шт.

$$n = \frac{S_0}{S'_0} \quad (63)$$

$$n = \frac{0,03}{0,000051} = 588,23 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,2512 \cdot 588,23 = 147,76 \text{ м}$$

$$T = \frac{147,76}{0,8} = 184,7$$

За рівнянням (47) розраховується X

$$X = \left(\frac{G_\phi}{G_n} \right)^{1/4} \cdot \left(\frac{\rho_z}{\rho_p} \right)^{1/8}$$

$$X = \left(\frac{3099}{4132} \right)^{1/4} \cdot \left(\frac{2,361}{1497} \right)^{1/8} = 0,415$$

$$Lg(0,02 / 184,7^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,415$$

$$-0,43 = -0,622$$

$$\Delta = 0,19$$

За рівнянням (7) розраховується друга інтеграція при $f = 0,08\%$

$$Lg(Y / T^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot X$$

$$Y = \frac{w^2}{g \cdot d_0 \cdot f^2} \cdot \frac{\rho_z}{\rho_p} \cdot \left(\frac{\mu_p}{\mu_g} \right)^{0,16}$$

$$Y = \frac{1^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,08^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 2,813$$

Розраховується кофіцієнт T за формулою (57)

$$T = \frac{\sum \Pi}{D}$$

Розраховується сумарний периметр отворів за формулою (58)

$$\sum \Pi = \Pi \cdot n$$

За формулою (60) розраховується площу всіх отворів, м²

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_0 = 0,5 \cdot 0,08 = 0,04, \text{ м}^2$$

За формулою (63) розраховується кількість отворів на тарілці, шт.

$$n = \frac{S_0}{S'_0}$$

$$n = \frac{S_0}{S'_0} = \frac{0,04}{0,000051} = 784,314 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,02512 \cdot 784,314 = 197,02 \text{ м}$$

$$T = \frac{197,02}{0,8} = 246,27$$

$$\text{Lg}(2,813 / 246,27^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,415$$

$$-0,746 = -0,622$$

$$\Delta = 0,124$$

За рівнянням (7) розраховується третя інтеграція при $f = 0,1\%$

$$\text{Lg}(Y / T^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot X$$

$$Y = \frac{w^2}{g \cdot d_0 \cdot f^2} \cdot \frac{\rho_e}{\rho_p} \cdot \left(\frac{\mu_p}{\mu_e} \right)^{0,16}$$

$$Y = \frac{1^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,1^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 1,8$$

Розраховується коефіцієнт T за формулою (57)

$$T = \frac{\sum \Pi}{D}$$

Розраховується сумарний периметр отворів за формулою (58)

$$\sum \Pi = \Pi \cdot n$$

За формулою (60) розраховується площу всіх отворів, м²

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_o = 0,5 \cdot 0,1 = 0,05, \text{ м}^2$$

За формулою (63) розраховується кількість отворів на тарілці, шт.

$$n = \frac{S_0}{S'_0}$$

$$n = \frac{S_0}{S'_0} = \frac{0,05}{0,000051} = 980,39 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,2512 \cdot 980,39 = 246,27 \text{ м}$$

$$T = \frac{246,27}{0,8} = 307,84$$

$$\text{Lg}(1,8 / 307,84^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,415$$

$$-0,99 = -0,622$$

$$\Delta = 0,368$$

За рівнянням (7) розраховується четверта інтеграція при $f = 0,16\%$

$$\text{Lg}(Y / T^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot X$$

$$Y = \frac{w^2}{g \cdot d_0 \cdot f^2} \cdot \frac{\rho_e}{\rho_p} \cdot \left(\frac{\mu_p}{\mu_e} \right)^{0,16}$$

$$Y = \frac{1^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,16^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 0,703$$

Розраховується коефіцієнт T за формулою (57)

$$T = \frac{\sum \Pi}{D}$$

Розраховується сумарний периметр отворів за формулою (58)

$$\sum \Pi = \Pi \cdot n$$

За формулою (60) розраховується площу всіх отворів, м^2

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_o = 0,5 \cdot 0,16 = 0,08, \text{ м}^2$$

За формулою (63) розраховується кількість отворів на тарілці, шт.

$$n = \frac{S_0}{S'_0}$$

$$n = \frac{S_0}{S'_0} = \frac{0,08}{0,000051} = 1568,63 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,2512 \cdot 1568,63 = 394,04 \text{ м}$$

$$T = \frac{394,04}{0,8} = 492,55$$

$$Lg(0,703 / 492,55^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,415$$

$$-1,4992 = -0,622$$

$$\Delta = 0,877$$

За рівнянням (7) розраховується п'ята інтеграція при $f = 0,2\%$

$$Lg(Y / T^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot X$$

$$Y = \frac{w^2}{g \cdot d_0 \cdot f^2} \cdot \frac{\rho_z}{\rho_p} \cdot \left(\frac{\mu_p}{\mu_g} \right)^{0,16}$$

$$Y = \frac{1^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,2^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 0,45$$

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (57)

$$T = \frac{\sum \Pi}{D}$$

Розраховується сумарний периметр отворів за формулою (58)

$$\sum \Pi = \Pi \cdot n$$

За формулою (60) розраховується площу всіх отворів, м^2

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_0 = 0,5 \cdot 0,2 = 0,1, \text{ м}^2$$

За формулою (63) розраховується кількість отворів на тарілці, шт.

$$n = \frac{S_0}{S'_0}$$

$$n = \frac{0,1}{0,000051} = 1960,78 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,2512 \cdot 1960,78 = 492,55 \text{ м}$$

$$T = \frac{492,55}{0,8} = 615,69$$

$$Lg(0,45 / 615,69^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,415$$

$$-1,74 = -0,622$$

$$\Delta = 1,118$$

За рівнянням (7) розраховується шоста інтеграція при $f = 0,25\%$

$$Lg(Y / T^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot X$$

$$Y = \frac{w^2}{g \cdot d_0 \cdot f^2} \cdot \frac{\rho_z}{\rho_p} \cdot \left(\frac{\mu_p}{\mu_g} \right)^{0,16}$$

$$Y = \frac{1^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,25^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 0,288$$

Розраховується коефіцієнт T за формулою (57)

$$T = \frac{\sum \Pi}{D}$$

Розраховується сумарний периметр отворів за формулою (58)

$$\sum \Pi = \Pi \cdot n$$

За формулою (60) розраховується площу всіх отворів, m^2

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_0 = 0,5 \cdot 0,25 = 0,125, m^2$$

За формулою (63) розраховується кількість отворів на тарілці, шт.

$$n = \frac{S_0}{S'_0}$$

$$n = \frac{0,125}{0,000051} = 2450,98 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,2512 \cdot 2450,98 = 615,69 \text{ м}$$

$$T = \frac{615,69}{0,8} = 769,61$$

$$Lg(0,288 / 769,61^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,415$$

$$-1,98 = -0,622$$

$$\Delta = 1,358$$

За рівнянням (7) розраховується сьома інтеграція при $f = 0,3\%$

$$Lg(Y / T^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot X$$

$$Y = \frac{w^2}{g \cdot d_0 \cdot f^2} \cdot \frac{\rho_z}{\rho_p} \cdot \left(\frac{\mu_p}{\mu_g} \right)^{0,16}$$

$$Y = \frac{1^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,3^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 0,2$$

Розраховується коефіцієнт T за формулою (57)

$$T = \frac{\sum \Pi}{D}$$

Розраховується сумарний периметр отворів за формулою (58)

$$\sum \Pi = \Pi \cdot n$$

За формулою (60) розраховується площу всіх отворів, m^2

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_0 = 0,5 \cdot 0,3 = 0,15, m^2$$

За формулою (63) розраховується кількість отворів на тарілці, шт.

$$n = \frac{S_0}{S'_0}$$

$$n = \frac{0,15}{0,000051} = 2941,18 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,2512 \cdot 2941,18 = 738,82 \text{ м}$$

$$T = \frac{738,82}{0,8} = 923,53$$

$$Lg(0,2 / 923,53^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,415$$

$$-2,18 = -0,622$$

$$\Delta = 1,558$$

Таблиця 6 – Залежність величин Δ від вільного перетину f

f	0,06	0,08	0,1	0,16	0,2	0,25	0,3
Δ	0,19	0,124	0,368	0,877	1,118	1,358	1,558

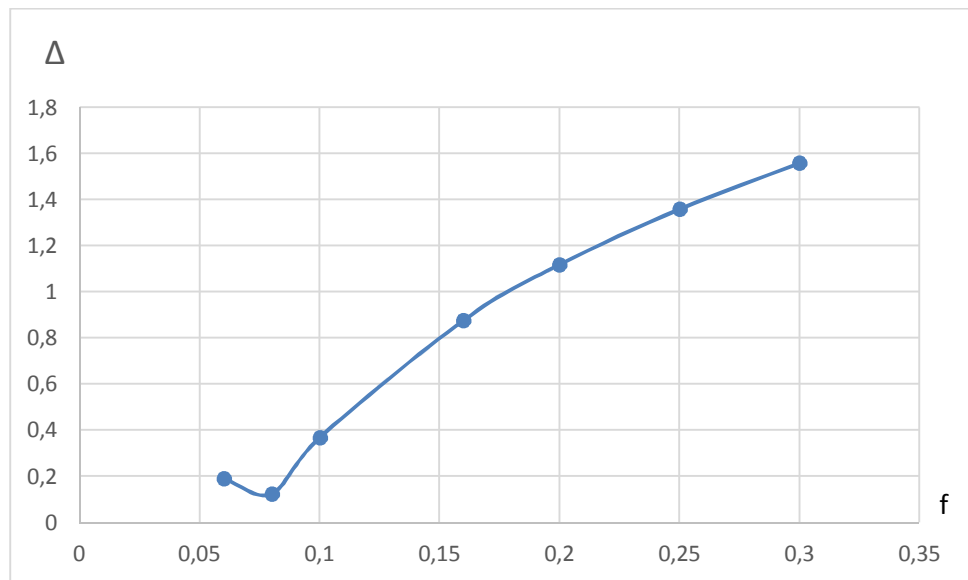


Рисунок 17 – Величина Δ є мінімальною на графіку у точці, яка відповідає вільному перетину $f=0,08\%$, тому для колони з діаметром $D=0,4$ м вибираємо тарілки з вільним перетином $f=0,08\%$.

Визначаємо кількість отворів тарілки:

$$f = \frac{n_{\text{отв}} \cdot S_{\text{отв}}}{S} = \frac{n \cdot 0.785 \cdot 0.012^2}{0.4^2} = 0.08;$$

$$n = \frac{0.4^2 \cdot 0.08}{0.012^2} = 88,88 \approx 89 \text{ шт.}$$

10. Розрахунок вільного перерізу тарілки провального типу $D = 0.057$ м

Приймаємо діаметр колони $D = 0,057$ м. та рекомендована швидкість пари у колоні $W = 1,0$ м/с

$$S = 0,785 \cdot D^2 = 0,785 \cdot 0,057^2 = 0,00255 \text{ м}^2$$

тоді

$$V = w \cdot 0,785 D^2 = 1 \cdot 0,785 \cdot 0,057^2 = 0,0026 \text{ м}^3/\text{с}$$

$$G_n = V \cdot \rho_n$$

$$G_n = 0,0026 \cdot 2,361 = 0,006 \text{ кг/с}$$

Приймається щільність зрошування

$$L = 4,39, \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год});$$

тоді кількість рідини в модельній колоні

$$G_p = L \cdot S$$

$$G_p = 3099 / 1413 = 2,19 \text{ кг/год}$$

$$\rho_p = 1497 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_n = 2,361 \text{ кг/м}^3;$$

$$g = 9,81 \text{ м/с}^2;$$

$$d_0 = 0,012 \text{ м};$$

$$\mu_p = 0,4023 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с};$$

$$\mu_v = 0,8 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с};$$

$$V = 0,00051 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$a = -1,68;$$

$$B = 1,188;$$

$$D = 0,057 \text{ м};$$

Розраховується витрату пари, кг/с

$$V_n = S \cdot W$$

$$V_n = 0,00255 \cdot 1,0 = 0,00255 \text{ кг/с}$$

$$V_n = 0,00255 \text{ кг/с}$$

Розраховується витрату рідини, кг/с

$$V_p = L \cdot S$$

$$V_p = 4,39 \cdot 0,5 = 8,78 \text{ кг/с}$$

$$V_p = 8,78 \text{ кг/с}$$

За рівнянням (7) розраховується восьма інтеграція при $f = 0,06\%$

$$Lg(Y / T^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot X$$

де Y – комплекс нанесений на осі ординат

$$Y = \frac{w^2}{g \cdot d_0 \cdot f^2} \cdot \frac{\rho_z}{\rho_p} \cdot \left(\frac{\mu_p}{\mu_w} \right)^{0,16}$$

де w – декомендована швидкість пари у колоні

$$w = 1,0$$

ρ_p – питома вага рідини, кг/м^3 ;

$$\rho_p = 1497 \text{ кг/м}^3$$

ρ_z – питома вага газу (пара), кг/м^3 ;

$$\rho_z = 2,361 \text{ кг/м}^3$$

g – прискорення сили тяжіння, м/с^2 ;

$$g = 9,81 \text{ м/с}^2$$

d_0 – діаметр отворів в тарілці, м;

$$d_0 = 0,012 \text{ м}$$

μ_p – в'язкість рідини, $\text{Па} \cdot \text{с}$;

$$\mu_p = 0,4023 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

μ_w – в'язкість води при, 20° , $\text{Па} \cdot \text{с}$;

$$\mu_w = 0,8 \cdot 10^{-3} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

$$Y = \frac{1^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,06^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 10$$

Розраховується коефіцієнт T за формулою (57)

$$T = \frac{\sum \Pi}{D}$$

Розраховується сумарний периметр отворів за формулою (58)

$$\sum \Pi = \Pi \cdot n$$

За формулою (59) розраховується периметр отворів, м

$$\Pi = \pi d_0 = 3,14 \cdot 0,012 = 0,038 \text{ , м}$$

За формулою (60) розраховується площу всіх отворів, м²

$$S_0 = S \cdot f$$

За формулою (61) розраховується площу колони, м²

$$S = 0,785 \cdot D^2 = 0,785 \cdot 0,057^2 = 0,002551 \text{ м}^2$$

$$S_0 = S \cdot f = 0,002551 \cdot 0,06 = 0,000153 \text{ м}^2$$

За формулою (62) розраховується площу одного отвору, м²

$$S'_0 = \pi \cdot R^2$$

$$S'_0 = \pi \cdot R^2 = 3,14 \cdot 0,006^2 = 0,00011 \text{ м}^2$$

За формулою (63) розраховується кількість отворів на тарілці, шт.

$$n = \frac{S_0}{S'_0}$$

$$n = \frac{0,000153}{0,00011} = 1,39 = 2 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,038 \cdot 2 = 0,076 \text{ м}$$

$$T = \frac{0,076}{0,057} = 1,321$$

X – комплекс нанесений на осі абсцис

$$X = \left(\frac{G_p}{G_n} \right)^{1/4} \cdot \left(\frac{\rho_z}{\rho_p} \right)^{1/8}$$

$$X = \left(\frac{3,099}{4,132} \right)^{1/4} \cdot \left(\frac{2,361}{1497} \right)^{1/8} = 0,415$$

$$\text{Lg}(10/1,321^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,415$$

$$-1,48 = -0,62$$

$$\Delta = 0,86$$

За рівнянням (7) розраховується дев'ята інтеграція при $f = 0,08\%$

$$\text{Lg}(Y/T^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot X$$

де Y – комплекс нанесений на осі ординат

$$Y = \frac{w^2}{g \cdot d_0 \cdot f^2} \cdot \frac{\rho_z}{\rho_p} \cdot \left(\frac{\mu_p}{\mu_g} \right)^{0,16}$$

$$Y = \frac{1^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,08^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 1,88$$

Розраховується коефіцієнт T за формулою (57)

$$T = \frac{\sum \Pi}{D}$$

Розраховується сумарний периметр отворів за формулою (58)

$$\sum \Pi = \Pi \cdot n$$

За формулою (60) розраховується площу всіх отворів, m^2

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_0 = S \cdot f = 0,002551 \cdot 0,08 = 0,000204 \text{ м}^2$$

За формулою (63) розраховується кількість отворів на тарілці, шт.

$$n = \frac{S_0}{S_0'}$$

$$n = \frac{0,000204}{0,000051} = 4 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,02512 \cdot 4 = 0,1 \text{ м}$$

$$T = \frac{0,1}{0,057} = 1,754$$

$$Lg(1,88 / 1,754^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,415$$

$$0,15 = -0,62$$

$$\Delta = 0,77$$

За рівнянням (7) розраховується десята інтеграція при $f = 0,1\%$

$$Lg(Y / T^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot X$$

де Y – комплекс нанесений на осі ординат

$$Y = \frac{w^2}{g \cdot d_0 \cdot f^2} \cdot \frac{\rho_z}{\rho_p} \cdot \left(\frac{\mu_p}{\mu_e} \right)^{0,16}$$

$$Y = \frac{1^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,1^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 1,2$$

Розраховується коефіцієнт T за формулою (57)

$$T = \frac{\sum \Pi}{D}$$

Розраховується сумарний периметр отворів за формулою (58)

$$\sum \Pi = \Pi \cdot n$$

За формулою (60) розраховується площу всіх отворів, м²

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_0 = S \cdot f = 0,002551 \cdot 0,1 = 0,0002551 \text{ м}^2$$

За формулою (63) розраховується кількість отворів на тарілці, шт.

$$n = \frac{S_0}{S'_0}$$

$$n = \frac{0,0002551}{0,000051} = 5 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,02512 \cdot 5 = 0,1256 \text{ м}$$

$$T = \frac{0,1256}{0,057} = 2,2$$

$$Lg(1,2 / 2, 2^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,415$$

$$-0,09 = -0,62$$

$$\Delta = 0,53$$

За рівнянням (7) розраховується одинацята інтеграція при $f = 0,16\%$

$$Lg(Y / T^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot X$$

де Y – комплекс нанесений на осі ординат

$$Y = \frac{w^2}{g \cdot d_0 \cdot f^2} \cdot \frac{\rho_z}{\rho_p} \cdot \left(\frac{\mu_p}{\mu_g} \right)^{0,16}$$

$$Y = \frac{1^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,16^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 0,47$$

Розраховується коефіцієнт T за формулою (57)

$$T = \frac{\sum \Pi}{D}$$

Розраховується сумарний периметр отворів за формулою (58)

$$\sum \Pi = \Pi \cdot n$$

За формулою (60) розраховується площу всіх отворів, м²

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_0 = S \cdot f = 0,002551 \cdot 0,16 = 0,00040816 \text{ м}^2$$

За формулою (63) розраховується кількість отворів на тарілці, шт.

$$n = \frac{S_0}{S'_0}$$

$$n = \frac{0,00040816}{0,000051} = 8 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,02512 \cdot 8 = 0,2 \text{ м}$$

$$T = \frac{0,2}{0,057} = 3,525$$

$$Lg(0,47 / 3,525^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,415$$

$$-0,6 = -0,62$$

$$\Delta = 0,02$$

За рівнянням (7) розраховується дванадцята інтеграція при $f = 0,2\%$

$$Lg(Y / T^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot X$$

де Y – комплекс нанесений на осі ординат

$$Y = \frac{w^2}{g \cdot d_0 \cdot f^2} \cdot \frac{\rho_z}{\rho_p} \cdot \left(\frac{\mu_p}{\mu_g} \right)^{0,16}$$

$$Y = \frac{1^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,2^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 0,3$$

Розраховується коефіцієнт T за формулою (57)

$$T = \frac{\sum \Pi}{D}$$

Розраховується сумарний периметр отворів за формулою (58)

$$\sum \Pi = \Pi \cdot n$$

За формулою (60) розраховується площу всіх отворів, м^2

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_0 = S \cdot f = 0,002551 \cdot 0,2 = 0,0005102 \text{ м}^2$$

За формулою (63) розраховується кількість отворів на тарілці, шт.

$$n = \frac{S_0}{S'_0}$$

$$n = \frac{0,0005102}{0,000051} = 10 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,02512 \cdot 10 = 0,2512 \text{ м}$$

$$T = \frac{0,2512}{0,057} = 4,4$$

$$Lg(0,3 / 4,4^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,415$$

$$-0,85 = -0,415$$

$$\Delta = 0,435$$

За рівнянням (7) розраховується тринадцята інтеграція при $f = 0,25\%$

$$Lg(Y / T^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot X$$

де Y – комплекс нанесений на осі ординат

$$Y = \frac{w^2}{g \cdot d_0 \cdot f^2} \cdot \frac{\rho_z}{\rho_p} \cdot \left(\frac{\mu_p}{\mu_g} \right)^{0,16}$$

$$Y = \frac{1^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,25^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 0,192$$

Розраховується коефіцієнт T за формулою (57)

$$T = \frac{\sum \Pi}{D}$$

Розраховується сумарний периметр отворів за формулою (58)

$$\sum \Pi = \Pi \cdot n$$

За формулою (60) розраховується площу всіх отворів, м^2

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_0 = S \cdot f = 0,002551 \cdot 0,25 = 0,00063775 \text{ м}^2$$

За формулою (63) розраховується кількість отворів на тарілці, шт.

$$n = \frac{S_0}{S_0'}$$

$$n = \frac{0,00063775}{0,000051} = 12,755 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,02512 \cdot 12,755 = 0,32 \text{ м}$$

$$T = \frac{0,32}{0,057} = 5,62$$

$$Lg(0,192 / 5,62^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,415$$

$$-1,09 = -0,62$$

$$\Delta = 0,47$$

За рівнянням (7) розраховується чотирнадцята інтеграція при $f = 0,3\%$

$$Lg(Y / T^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot X$$

де Y – комплекс нанесений на осі ординат

$$Y = \frac{w^2}{g \cdot d_0 \cdot f^2} \cdot \frac{\rho_z}{\rho_p} \cdot \left(\frac{\mu_p}{\mu_e} \right)^{0,16}$$

$$Y = \frac{1^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,3^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 0,133$$

Розраховується коефіцієнт T за формулою (57)

$$T = \frac{\sum \Pi}{D}$$

Розраховується сумарний периметр отворів за формулою (58)

$$\sum \Pi = \Pi \cdot n$$

За формулою (60) розраховується площу всіх отворів, m^2

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_0 = S \cdot f = 0,002551 \cdot 0,3 = 0,0007653 \text{ м}^2$$

За формулою (63) розраховується кількість отворів на тарілці, шт.

$$n = \frac{S_0}{S_1}$$

$$n = \frac{0,0007653}{0,000051} = 15 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,02512 \cdot 15 = 0,377 \text{ м}$$

$$T = \frac{0,377}{0,057} = 6,613$$

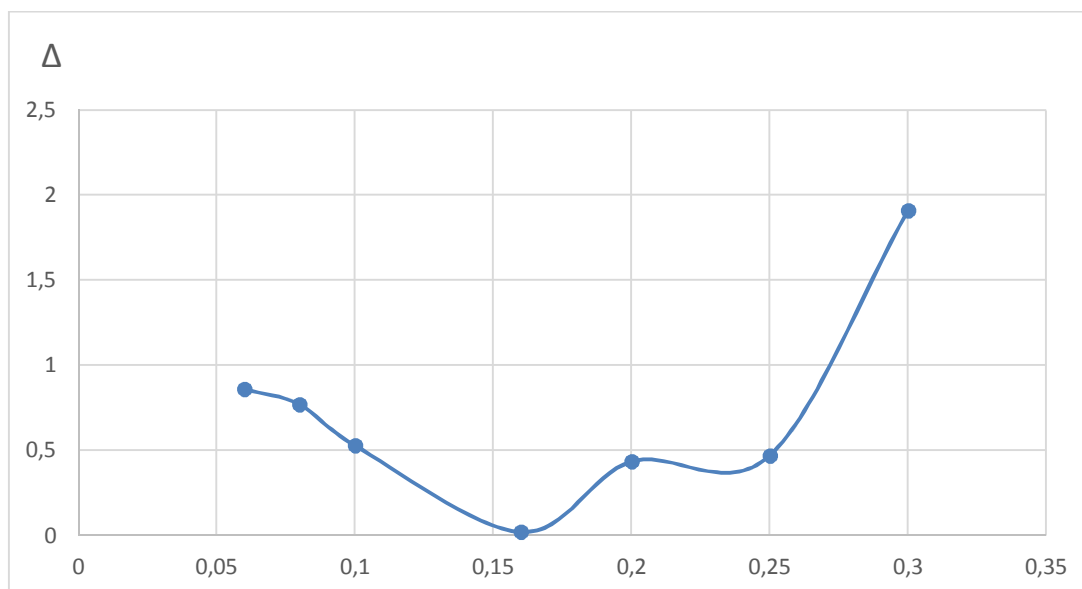
$$Lg(0,133 / 6,613^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,415$$

$$-1,29 = -0,62$$

$$\Delta = 1,91$$

Таблиця 7 – Залежність величин Δ від вільного перетину f

f	0,06	0,08	0,1	0,16	0,2	0,25	0,3
Δ	0,86	0,77	0,53	0,02	0,435	0,47	1,91

Рисунок 18 – Графік залежності Δ від вільного перетину f

Величина Δ є мінімальною на графіку у точці, яка відповідає вільному перетину $f=0,16\%$, тому для колони з діаметром $D=0,04$ м вибираємо тарілки з вільним перетином $f=0,16\%$.

Висновки: проведено гідродинамічне моделювання режимів роботи дірчастих тарілок на прикладі розрахунку колони основної ректифікації утилізації нітролеуму, який вміщує йод потужністю 2 000 т/рік, при гідродинамічному моделюванні були використанні дослідні данні одержані на колонні діаметром 40 мм. на модельній системі вода - повітря.

11 Техніка безпеки при роботі в лабораторії

До виконання лабораторних робіт студенти допускаються тільки при проходженні інструктажу та вивчення правил техніки безпеки та протипожежним правилам, перевірці освоєння правил та відповідного оформлення допуску до роботи в спеціальному журналі.

Правила техніки безпеки. Студенти несуть особисту відповідальність за недотримання вимог техніки безпеки. Далі перераховані основні з них.

1. При виконанні лабораторних робіт потрібно суворо користуватися методичними посібниками. Будь-яке відхилення від методики чи порядку аналізу можливо тільки з дозволу викладача.

2. До виконання лабораторних робіт студенти допускаються тільки при наявності захисного одягу – халату.

3. Працюючи з хімічними реактивами, необхідно уникати попадання реактивів на руки.

4. Забороняється куштувати хімічні речовини на смак. Нюхати їх можна, тільки направляючи до себе пари або газу рухом руки, а не вдихаючи запах на повні легені.

5. Для роботи можна використовувати тільки реактиви, які знаходяться в хімічному посуді, на яких є етикетки з назвами реактивів.

6. Об'єми кислот та лугів, а також інших отруйних рідин дозволяється вимірювати тільки з допомогою мірного циліндру, автоматичної піпетки чи піпетки з гумовою грушею.

7. Забороняється нахилитися над судиною в якій наливається рідина чи в якому вона нагрівається (кипить), так як бризки рідини можуть потрапити в обличчя та в очі. Забороняється нагрівати рідину в герметично закритому посуді.

8. Всі роботи пов'язані з виділенням летючої речовини, випаровуванням та кип'ятінням розчину, які містять кислоту та аміак, роботи з органічними розчинниками, а також спалювання досліджених речовин виконують тільки в витяжній шафі при ввімкненій тязі та опущеним захисним екраном.

9. Забороняється працювати з легкозаймистими речовинами, які

знаходяться близько до відкритих електронагрівальних пристроїв.

10. При вилученні тиглів з муфелю та перенесенні використовують спеціальні щипці, так як температура в муфелю більше 600°C. Тиглі ставлять для охолодження тільки на огнестійку підставку. В ексікатор тиглі направляють тільки після охолодження.

11. При переміщенні колб та хімічних стаканів с гарячими рідинами потрібно дотримуватись підвищеної безпеки.

12. Працювати слід зокрема стоячи; тільки роботи, які не зв'язані з небезпекою займання, розбризкування рідини, зриву, можна виконувати сидячи. Працюючи в лабораторії одному забороняється.

13. При роботі з електроприладами суворо дотримуватись всіх правил, які приведені при описанні прилад. Переносити чи ремонтувати обладнання, яке знаходиться під напругою, забороняється.

14. Категорично забороняється залишати діючі прибори включеними без догляду.

15. При виконанні робіт підвищеної небезпеки (можливість самозгорання, зриву, розбризкування гарячих та агресивних рідин) надівають захисний козирок з оргскла, захисні окуляри або встановлюють захисний екран.

16. При роботі з газовими горілками необхідно слідкувати, щоб згорання було повним та не було витік газу.

17. При роботі зі скляним посудом, збиранні та розбиранні приборів та їх деталей зі скла дотримуються наступних мір застереження:

скляні трубки вставляють в пробки чи в резинові трубки, попередньо змочивши їх водою, гліцерином або вазеліновим маслом;

при закритті пробкою судини, який обернений рушником, тримають за верхню частину горла як можна ближче до пробірки.

18. Залишки розчинника, концентрованих кислот та луги, а також інших їдких рідин зливають в каналізацію тільки після нейтралізації та знешкодження.

19. В випадку займання горючих рідин або інших речовин нагрівальні прибори вимикають, судина з вогнебезпечними рідинами видаляють від вогню

та приймають міри по ліквідації пожежу.

20. В лабораторії необхідно дотримуватися та підтримувати чистоту. По закінченні роботи вимикають електроприлади, забезпечують електрощітки на лабораторних столах, закривають газ, ретельно миють використаний посуд, прибирають робоче місце, миють руки з милом та закривають водопровідні крані.

Перша допомога при нещасних випадках. До прибуття лікаря першу допомогу постраждалому при нещасному випадку повинні надати колеги по роботі. Часто здоров'я, а іноді і життя постраждалого залежить від того, наскільки швидко та правильно була йому надана перша допомога. Кожний співробітник лабораторії та працюючий в ній студент повинен знати як практичні знання першої допомоги, так і міри зниження небезпеки чи тяжкості травми в момент нещасного випадку.

Найбільш часті травми при роботі в лабораторії – термічні та хімічні опіки шкіри рук та порізи.

При опіках необхідно дотримуватися наступних правил:

- при попаданні кислот та луги на шкіру та при невеликому опіку постраждале місце негайно промивають великою кількістю проточної водопровідної води протягом 10-30хв;

- при термічних опіках після обробки водою обпечене місце промивають розчином перманганату калію або етиловим спиртом та змазують маззю від опіків;

- при хімічних опіках кислотою обпечене місце після обробки водою промивають 5%-м розчином питної соди. При опіку лугами обпечене місце після обробки водою промивають 5%-м розчином оцтової кислоти;

- при обробці пораненого місця содою чи кислотою використовують ватний тампон, не допускаючи розтікання рідини по шкірі;

- при значній площині ураження чи при попаданні кислот та лугів в очі необхідно термінова медична допомога.

В випадку порізу рану треба обробити розчином йоду чи пероксиду водню.

При забрудненні очей твердими часточками не терти очі, не робити спроб самотужки видалити смітинка, а негайно звернутися до лікаря.

При отруєнні хімічними речовинами необхідно викликати лікаря та одночасно приступити до надання першої допомоги.

Якщо отруєння викликано вдиханням отруйних парів чи газів, необхідно винести постраждалого на свіже повітря, якщо воно відбулося в результаті попадання отруті всередину – викликати блювання та дати протиотруту, в випадку необхідності зробити штучне дихання. Штучне дихання протипоказано при отруєнні хлором.

Висновки

1. Проведено гідродинамічне моделювання дірчатих тарілок провального типу. Для того, щоб запобігти забрудненню навколишнього середовища, розроблено систему утилізації компонентів ракетного палива на основі концентрованих азотних кислот і оксидів азоту, що містять сполуки йоду, показано як виділити шкідливу речовину та проведено утилізацію суміші за допомогою ректифікації;

На розрахунок за рівняннями (3) – (6) меж режимів роботи тарілок провального типу значно впливає діаметр отворів, тому необхідні дослідження з метою вдосконалення методики розрахунку тарілок провального типу.

2. За допомогою рівняння (7) можна здійснювати гідродинамічне моделювання роботи тарілок провального типу.

3. Показаний приклад розрахунку швидкості газу в точці біфуркації тарілок провального типу з діаметром $D = 0,8$ м, з використанням даних отриманих при дослідженні тарілок провального типу в колоні з діаметром $D = 0,4$ м.

4. Для моделювання швидкості в точці біфуркації необхідно в колоні діаметром $D = 0,8$ м встановити дірчасті тарілки провального типу з вільним перерізом $f = 0,08$, при цьому швидкість розрахована на повний переріз колони складе $w = 1,0$ м/с, і щільність зрошення буде $L = 4,39$ м³/(м² год).

5. Проведені в роботі дослідження підтвердили розрахункові дані. При щільності зрошення $L = 4,39$ м³/(м² год), в колоні діаметром $D = 0,4$ м, швидкість повітря в точці біфуркації склала $w = 1,0$ м/с. Вільний переріз тарілки становив $f = 0,16$.

6. Таким чином, за допомогою рівняння (2), можна здійснювати гідродинамічне моделювання газорідного шару на дірчатих тарілках провального типу великого діаметру ($D = 0,8$ м), використовуючи експериментальні дані отримані на колоні діаметром модельного розміру ($D = 0,4$ м.)

Перелік джерел посилання

1. <http://www.findpatent.ru/patent/254/2542265.html> © FindPatent.ru - патентный поиск, 2012-2019.
2. Скобло А.И., Трегубова И.А., Єгоров Н.Н. Процеси і апарати нафтопереробної і нафтохімічної промисловості. М.: Гостоптехиздат, 1962, 200 с.
3. Стабников В. Н. Провальные тарелки ректификационных аппаратов и их применение на предприятиях спиртовой промышленности : обзор / Стабников В. Н., Штромило М. И. – М. : ЦНИИТЭИ - пищепром, 1971. - 20 с.
4. Стабніков В. Н. Перегонка і ректифікація етилового спирту. Москва: Харчова промисловість, 1969. 456 с.
5. Стабніков В. Н., Штрома М. І. Провальні тарілки ректифікаційних апаратів та їх застосування на підприємствах спиртової промисловості: огляд. Москва: ЦНІІТЕІпіщепром, 1971. 20 с.
6. Масштабний перехід в хімічній технології: розробка промислових апаратів методом гідродинамічного моделювання / Розен А. М. та ін .; ред. А. М. Розен. Москва: Хімія, 1980. 320 с.
7. Тараненко Г. В. Гідравлічні і масообмінні характеристики тарілок провального типу з різним діаметром отворів: монографія. Луганськ: Вид-во СНУ ім. В. Даля, 2013. 174 с.
8. Taranenko G. V. Calculation of the lower operating limit dual-flow plates with different geometrical characteristics //
9. ScienceRise. 2015. Vol. 3, Issue 2 (8). P. 67-73. doi: <http://dx.doi.org/10.15587/2313-8416.2015.39196>
10. Касаткін А. Г. Основні процеси і апарати хімічної технології: підручник. Москва: Хімія, 1973. 752 с.

11. Sherwood T. K., Shipley G. H., Holloway F. A. L. Flooding Velocities in Packed Columns // *Industrial & Engineering Chemistry*
12. *Chemistry*. 1938. Vol. 30, Issue 7. P. 765-769. doi: <http://dx.doi.org/10.1021/ie50343a008>
13. Кочергін Н. А., Олевський В. М., Дильман В. В. Дослідження роботи тарілок провального типу в умовах ректифікації // *Хімічна Промисловість*. 1960. № 7. С. 63-67.
14. Стабников В. Н. Применение решетчатых провальных тарелок в процессе перегонки ацетоно-бутиловых бражек / Стабников В.Н., Штромило М. И., Н. Г. Бойченко [и др.] // *Пищевая промышленность*. - 1972. - Вып. 6. - 38-39. - (Реферативная информация о законченных научно- исследовательских работах в вузах УССР).
15. Опыт внедрения на предприятиях ацетоно- бутиловой и спиртовой промышленности ректификационных колонн с решетчатыми провальными тарелками / Стабников В. Н., Штромило М. И., Сергеев А. Д., Беспалько А. П., Бойченко Н. Г. // III Всесоюзная конференция по теории и практике ректификации. - Северодонецк, 1973.- Ч. II. - С. 99 – 100.
16. Интенсификация процесса перегонки в аппаратах с решетчатыми провальными тарелками / Стабников В. Н., Штромило М. И., Сергеев А. Д. // V Всесоюзная конференция по теории и практике ректификации. - Северодонецк, 1984. - Ч. II. - С. 49 - 50.
17. Опыт использования тарельчатого абсорбера для улавливания бензольных углеводородов из коксового газа / Кузнецов В. Я., Шебастюк И. М., Большакова Л. Н., Конкина И. Н. – *Кокс и Химия*. -2005. - № 2. - С. 22-23.
18. Стабников В.Н. «Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных колонн» «Техника», 1970, 208 стр.
19. Зайцев И.Д. Производство соды / Зайцев И.Д Ткач Г.А., Строев Н.Д.; М.: Химия, 1986. 312 с.

20. Тарат Э. Я. О гидравлическом сопротивлении «провальных» решеток при пенном режиме / Тарат Э. Я., Вальберг А. Ю. – Журнал прикладной химии. - 1970. - Т. 43, №8. - С. 1706 – 1711.
21. Вальберг А. Ю. К вопросу о предельных параметрах пенного режима в аппаратах с полным протеканием жидкости через отверстия решеток / Вальберг А. Ю., Тарат Э. Я. – Журнал прикладной химии. - 1970. - Т. 43, №8. - С. 1712 – 1715.
22. Пенный режим и пенные аппараты / Тарат Э. Я, Мухленов И. П., Туболкин А. Ф. [и др.] ; под ред. И. П. Мухленова, Э. Я. Тарата. - Л. : Химия, 1977. – 303 с.
23. Ткач Г. А. Моделирование десорбционных процессов содового производства / Ткач Г. А., Смоляк В. Д. - Л. : Химия, 1973.
24. Рамм В. М. Абсорбция газов / Рамм В. М. - Изд. 2-е. - М. : Химия, 1976. - 655 с.
25. Лоскутов А. Ю. Введение в синергетику: учеб. рук. / Лоскутов А. Ю., Михайлов А. С. – М.: Наука. Гл. ред. физ.-мат. лит., 1990. 272 с.
26. Металлы и сплавы: марки и химический состав. Составитель Беккерев Игорь Васильевич, Редактор И. В. Беккерев, Корректор Д. С. Терехов, Ульяновск: УлГТУ, 2007. - с. ISBN 978-59795-0042-3 Дополненное издание
27. Гидравлика, гидромашины и гидроприводы: учеб. для машиностроит. вузов/ Т. М. Башта, С. С. Руднев, Б. Б. Некрасов [и др.] - 2-е изд., перераб. - М.: Машиностроение, 1982. – 423 с. : ил.
28. Зелинский Ю.Г. Кафаров В.В., «Химическая промышленность», 1961, №2.
29. Касаткина А. Г., Дытнерский Ю. И. и др., «Химическая промышленность», 1958, № 3.
30. Касаткин А.Г., Дытнерский Ю. И. и др., Труды МХТИ им. Д. И. Менделеева, вып. XXXIII, 1961.