

Зміст

Скорочення та умовні позначки	4
Вступ.....	5
1 Аналітичний огляд	6
1.1 Опис тарілки провального типу	6
2 Застосування тарілок провального типу	9
3 Принцип роботи провальних тарілок.....	14
3.1 Режими роботи тарілок провального типу.....	14
3.2 Результати досліджень меж тоботи тарілок провального типу.....	17
4 Розрахунок режимів роботи тарілок	24
5 Теорія масштабного переходу	30
6 Опис експериментальної установки для гідравлічних і кінетичних досліджень тарілок провального типу з колоною $D = 0,057$ м.....	32
6.1 Опис експериментальної установки з колоною $D = 0,057$ м:.....	32
6.2 Схема лабораторної установки.....	33
6.3 Експериментальне дослідження	33
6.4 Пуск колони.....	34
6.5 Зупинка колони	34
7 Експериментальні дані.....	35
8 Розрахунок основних параметрів роботи колони.....	37
8.1 Визначення флегмового числа	39
8.2 Визначення середніх значень параметрів по колоні, фізико-хімічних і термодинамічних констант фаз	40
9 Матеріальний баланс колони.....	46
9.1 Визначення середніх значень параметрів по колоні, фізико-хімічних і термодинамічних констант фаз	47
11 Матеріал колони.....	54
12 Розрахунок вільного перерізу тарілки провального типу $D = 0,8$ м.....	56
13 Розрахунок вільного перерізу тарілки провального типу $D = 0,057$ м.....	65
14 Техніка безпеки	74
Висновки.....	77
Література.....	78

Скорочення та умовні позначки

g – прискорення сили тяжіння, м/сек²

F_c – живе перетин, м²/м²

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/сек²

γ_g і γ_p – питомі ваги газу (пара) і рідини, кг/м³;

g – прискорення сили тяжіння, м/с²;

d_e – еквівалентний діаметр щілини (отвору в тарілці), м;

F_c – вільний переріз тарілки, м²/м²;

μ_p – густина рідини, сп;

μ_v – густина води при 20°, сп.

G_f – кількість флегми, кг/год;

G_f – кількість вихідної суміші, кг/год;

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

$\rho_{гид}$ і ρ_n – 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;

$\mu_{гид}$ – в'язкість рідини, Па·с;

μ_v – в'язкість води при 20°, Па·с;

V – витрата пари, м³/с;

L – щільність зрошення, м³/(м²год);

S – площа колони, м²

D – внутрішній діаметр колони, м;

S_0 – площа отвору, м²;

Вступ

В хімічній, нафто-хімічній та харчовій промисловостях широко застосовуються дірчасті тарілки провального типу. [1 – 6]

Тарілки такого типу зручні в експлуатації, прості за конструкцією, легко виготовляються, мають низьку металоємність, що дозволяє мінімізувати витрати на їх виготовлення.

Дірчасті тарілки доцільно використовувати на виробництвах з забрудненими середовищами. Обумовлено це тим, що в апаратах можна застосовувати крупно-дірчасті тарілки з діаметром отворів до 120 мм, які дозволяють усунути проблему з можливим забрудненням отворів при роботі.

До недоліків дірчастих тарілок можна віднести вузький діапазон їх роботи, але цей недолік усувається шляхом точної методики розрахунку.

Рішенням цієї задачі присвячена дана робота.

Актуальність теми пов'язана з застосуванням дірчастих тарілок у промисловості при роботі із забрудненими середовищами.

У роботі застосовуються гідродинамічне моделювання дірчастих тарілок з метою удосконалення методики їх розрахунку.

1 Аналітичний огляд

1.1 Опис тарілки провального типу

У колонах з провальними тарілками переливних трубок не має, внаслідок цього газ з рідиною проходять через ті самі отвори (рис. 1). На тарілці одночасно з взаємодією рідини і газу барботажем відбувається стікання частини рідини на нижче розміщену тарілку – так би сказати «провалювання» рідини. Тому тарілки такого типу зазвичай називають провальними. До них відносяться дірчасті, решітчасті, трубчасті і хвилясті тарілки.

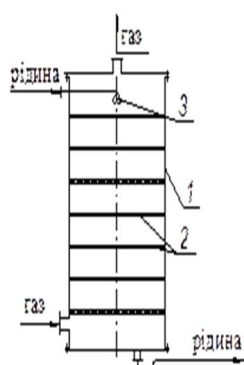


Рисунок 1 – Тарілчаста колона без зливних механізмів : 1- колона; 2- колона; 3- розподільчач рідини.

Гідродинамічні режими роботи провальних тарілок (рис. 2.22) можна встановити на основі залежності їхнього гідравлічного опору від швидкості газу при постійній густині зрошення.

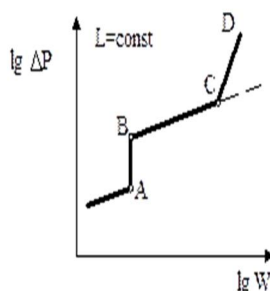


Рисунок 1.2 – Залежність гідравлічного опору провальної тарілки від швидкості газу в колоні

За малих величин швидкості руху газу, рідина на тарілці не затримується, це можна побачити на відрізьку АВ, тому що сила тертя між фазами незначна. При збільшенні швидкості газу, рідина починає накопичуватися на тарілці, як це видно на відрізьку ВС, і газ барботує крізь рідину. В інтервалі швидкостей газу, які відповідають відрізьку ВС, тарілка працює в нормальному режимі. При цьому газ і

рідина поперемінно проходять крізь одні й ті самі отвори. Якщо швидкість газу зростає ще більше, то внаслідок збільшення тертя між газом і рідиною різко збільшується нагромадження рідини на тарілці і, як наслідок, – її гідравлічний опір, що сприяє виникненню стану захлинання, це можна побачити на відрізьку CD. За невеликих витрат рідини, великого вільного перетину тарілки та діаметра отворів або щілин перелом у точці 3 не відбувається.

Варто відмітити, що перехід від одного режиму до іншого, відбувається поступово. Загальних методів розрахунку границь гідродинамічних режимів - критичних точок для барботажних тарілок не існує. Тому під час проектування тарілчастих апаратів в результаті розрахунку визначають швидкість газу, яка відповідає нижній та верхній межах роботи тарілки, та потім обирають робочу швидкість газу.

Дірчасті провальні тарілки (рис. 1.3а) за будовою дуже схожі на сітчасті тарілки і відрізняються від них відсутністю переливних труб.



Рисунок 1.3 – Провальні тарілки: а- дірчасті; б- решітчасті; 1- тарілка; 2- отвори; 3- щілини.

Дірчасті та решітчасті провальні тарілки відрізняються простотою конструкції, низькою вартістю монтажу і виготовлення, а також порівняно невеликим гідравлічним опором.

Перевагами трубчастих провальних тарілок є легкість відведення тепла від барботажного шару на тарілці внаслідок пропускання охолоджувального агента по трубах, із яких складається тарілка. Однак ці тарілки порівняно з дірчастими і решітчастими тарілками - значно складніші за монтажем і будовою.

Основний недолік колон з дірчастими, решітчастими та трубчастими тарілками провального типу – невеликий інтервал зміни швидкостей газу і рідини, в межах якого підтримується стійка та ефективна робота тарілок.

У більш ширшому діапазоні навантажень працюють хвилясті провальні тарілки. Однак ці тарілки більш складні, ніж дірчасті та решітчасті провальні тарілки за монтажем та будовою.

Через те, що у провальних тарілок відсутні переливи – ці тарілки є простішими за тарілки інших типів.

Відмінною особливістю цих тарілок є схема протитоку, завдяки якій проходить інтенсивне перемішування рідини по всій висоті контактної зони. Газ (пара) та рідина проходять протиточно через одні й ті ж самі отвори або щілини, при цьому місця, де рідина стікає і проходить пар, хаотично переміщуються по всій площі тарілки, в результаті чого на тарільці утворюється дисперсна система, на характер якої впливає ряд факторів: лінійна швидкість газу або пари, геометричні розміри тарілок, а також фізичні властивості фаз.

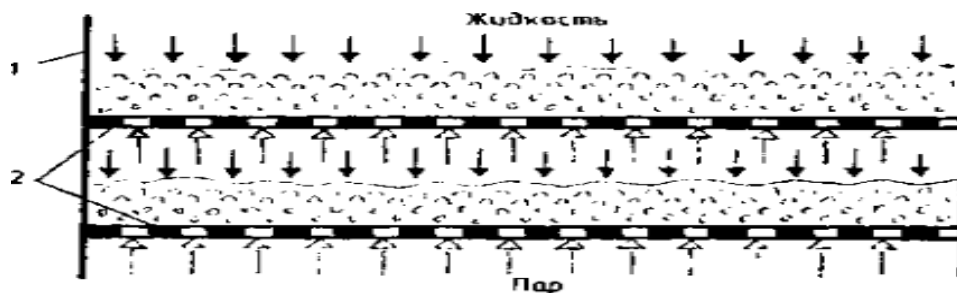


Рисунок 1.4 - Схема роботи тарілки провального типу

Колони, що обладнані тарілками без переливних пристроїв, які володіють рядом переваг у порівнянні із колонами, в яких установлені тарілки інших типів: більш високою продуктивністю, стійкішою роботою при випадках зміни навантажень в широких межах, більш високою ефективністю поділу, відносно низькою вартістю монтажу та виготовлення, меншими витратами на експлуатацію.

Тарілка являє собою плоский лист товщиною 2,5—6 мм, який складається з окремих секцій, які укріплені на опорному кільці та балках каркасу, що перекриває всю колону у перерізі. Дірки тарілок виконуються штампуванням або фрезеруються, площа яких становить від 10 до 30% площі всієї тарілки. Відстань між тарілками приймається від 300 до 600 мм. Тарілки, у яких діаметр до 800 мм - виготовляються з цільного листа. Тарілки з великим діаметром виготовляються з секцій, ширина яких приймається такою, щоб монтаж тарілок здійснювався крізь люк.

На тарілках не має спеціальних переливних пристроїв, рідина перетікає з тарілки на тарілку через ті ж самі отвори, крізь які проходить газ або пар. При нормальній роботі тарілок місця проходу рідини та барботажу газу або пари розташовуються рівномірно за всім перерізом тарілок. Стійка робота тарілок, чутливість до коливань від навантаження, а також забруднення і опади, які швидко забивають отвори тарілок, відповідають таким навантаженням пари та рідини, при яких здійснюється найбільший інтенсивний контакт та висока ефективність поділу.

2 Застосування тарілок провального типу

Тарілки провального типу застосовуються в різних виробництвах, зокрема на виробництвах соди, мокрої очистки газів від пилу, а так само в коксовій промисловості. Вони прості у виготовленні і надійні в експлуатації.

Решітчасті тарілки при невеликих діаметрах щілин, мають деякі недоліки. До таких недоліків відносяться: можливість забивання щілин, недостатня стійкість роботи поза оптимальних режимів.

Для виключення забивання щілин застосовують крупнодірчасті тарілки

Наприклад на заводах синтетичного каучуку, була проведена заміна тунельних колпачкових тарілок на решітчасті з шириною щілини 4 мм. Живий перетин в одній колоні було взято 16,5%, в інший 13,4% при тому ж числі тарілок, що було до реконструкції. В результаті заміни тарілок продуктивність їх зросла в 2,25—2,5 рази при однаковій чіткості поділу.

На абсорбції аміаку і діоксиду вуглецю з газів содового виробництва в останні роки для поглинання аміаку і діоксиду вуглецю розроблений абсорбер з протитечійними трубно-решітчастими і решітчастими контактними елементами. Верхня частина абсорбера забезпечена чотирма протитечійними сітчастими тарілками з вільним перетином 0,15–0,25 м²/ м² (15–25% вільного перетину) і однієї типовою розподільною тарілкою, призначеною для рівномірного розподілу рідини по всьому перетину апарату.

На виробництві карбонізації амонізованого розсолу в даний час розроблений і знайшов застосування на содових заводах вискоєфективний трубно-решітчастий ПГКЛ-1 для здійснення процесу попередньої карбонізації амонізованого розсолу.

ПГКЛ-1 цієї конструкції являє собою вертикальний циліндричний апарат висотою 20,5 м. Верхня частина апарату обладнана дев'ятьма царгами з трубно-решітчастими протитечійними контактними елементами, аналогічними застосовуваним в абсорбері, з вільним перетином 0,194 м²/ м². На цих тарілках здійснюється процес карбонізації з відведенням тепла із зони контакту фаз. Через кожні три царги встановлені протиточні щілинні тарілки з вільним перетином 0,39 м²/ м², призначені для перерозподілу рідини по перерізу колони. Ці тарілки встановлюються на кільцевому переливі царг.

Між верхньою і нижньою частинами колони поміщена царга зі штуцером для подачі пари, розподільною тарілкою і штуцер для введення газу після компресорів. Нижня частина апарату складається з трьох царг з трубно-решітчастими контактними елементами, аналогічними встановленим у верхній частині.

На виробництві по відділенню дистиляції, у дестиллер слабких рідин (ДСЖ) застосовуються протиточні дірчасті і перехресно–точні дірчасті контактні елементи з переливом [8]. Іноді застосовуються контактні елементи, подібні встановленим в теплообміннику дистиляції (ТДС), і спеціальні насадки. Для інтенсифікації процесу масопередачі рекомендують використовувати мінообразну насадку, що складається з гумових куль з виступами, вільно входять у щілини опорної сітки, що попереджає відкладення продуктів корозії і інших забруднень. У ДСЖ відбувається десорбція аміаку і діоксиду вуглецю паром і парогазовою сумішю, що рухаються протитечією по відношенню до рідини. Парогазова суміш, що пройшла ДСЖ, а потім конденсатора–холодильника газу дистиляції (КХДСЖ), при 58–60°C спрямовується на абсорбцію.

До істотних недоліків барботажних десорбційних апаратів слід віднести:

значну складність конструкції, високу металомісткість, ускладнення при ремонті, чищенні, що особливо важливо для дестиллера; високий гідравлічний опір;

малу питому продуктивність барботажних десорбційних колон (досягнута в даний час щільність зрошення 28000 кг/(м²*год) при швидкості парогазового потоку 2,0–2,2 м/с, як показує практика, граничною);

Значні обсяги рідини, затримувані барботажними тарілками, що призводить до необхідності збільшувати масу колони виходячи з умов міцності, будувати потужні фундаменти, а також ускладнює управління колонами і проведення підготовчих операцій перед чищенням і ремонтом.

Для інтенсифікації процесів десорбції аміаку і діоксиду вуглецю з фільтрової рідини розроблена нова колона дистиляції, оснащена щілинними та дірчастими протитечієними контактними елементами

Дестиллер і теплообмінник дистиляції – апарати, розташовані в колоні дистиляції нижче КХДС. Теплообмінник дистиляції призначений для подальшого підігріву фільтрової рідини, практично повної десорбції діоксиду вуглецю та часткової десорбції аміаку. ТДС являє собою вертикальний циліндричний апарат, що складається з окремих царг, між якими встановлені протиточні решітчасті контактні елементи. Рідина проходить через апарат і виводиться через штуцер, розташований в нижній царзі. Зверху ТДС газ направляють у КХДС.

Дестиллер (ДС) – один з найбільш складних апаратів содового виробництва – розташований в нижній частині дистиляційної колони і призначений для десорбції аміаку з суспензії, що надходить із змішувача. ДС являє собою вертикальний циліндричний апарат, що складається з окремих царг. Між царгами дестиллера встановлюють протиточні дірчасті контактні елементи. Суспензія із змішувача надходить в дестиллер по спеціальному патрубку з похилим зрізом в кінці для вільного стоку суспензії. Суспензія, що пройшла дестиллер, виводиться через штуцер.

Протитечійна решітчаста тарілка [8], встановлювана ТДС, складається з легкозамінних секцій зі стандартними щілинами 110×15 мм, При цьому вільний перетин протитечійних тарілок, встановлюваних в теплообміннику дистиляції, становить $0,25-0,4 \text{ м}^2/\text{м}^2$.

Інтенсифікація процесу на протитечійних решітчастих тарілках порівняно з процесом на звичайно прийнятих у содовій промисловості багатоковпачкових елементах досягається за рахунок збільшення обсягу контактної поверхні додаткового розвитку поверхні контакту газового, а також додаткової турбулізації міжфазної поверхні в результаті підвищення швидкостей потоків фаз.

Протиточні решітчасті тарілки працюють в широкому діапазоні навантажень, починаючи з 40–50% номінального навантаження, в режимі аерації (Емульгування) або відповідно з загальною класифікацією – в пінному режимі (режимі вільної турбулентності). На тарілках утворюється високотурбулізована система газопарорідкісних вихорів та струменів з чітко вираженою верхньою межею; вище розташована зона бризок і викидів піни.

При високих навантаженнях стікають з тарілки струмені також набувають пінно–вихровий характер. Особливістю газопарорідкини на тарілках ТДС є особлива бульбашкова структура, добре помітна в плівках і струменях щодо світлої рідини, тобто рідина пронизана дрібними ($0,5-0,3$ мм) бульбашками газу, що відрізняє ці системи від водно–повітряних. У зв'язку з цим таку газопарорідкісну систему можна назвати турбулентною піною з бульбашковою структурою. Бульбашки утворені, мабуть, десорбуючими газами; швидкість просування цих бульбашок в рідині набагато нижче швидкості парогазового потоку в шарі турбулентної піни. Наявність такої внутрішньої бульбашкової структури і зумовлює спостережувані аномалії в гідродинаміці парогазорідкісних систем аміачно–содового процесу порівняно з системами, що не містять десорбуючих газів. ТДС режим турбулентної піни виникає у момент утворення газопарорідкого шару на контактному пристрої при швидкості парогазового потоку у вільному перерізі апарата близько $0,6-1,0$ м/с. При швидкостях газу $3,5-5,0$ м/с режим турбулентної піни змінюється пульсаційним режимом або режимом «накопичення скидання». Слід зазначити, що висота пінного шару на тарілці зазвичай не перевищує $200-300$ мм, викиди піни досягають $500-600$ мм.

Випробування описаних тарілок в умовах дистиллера не дали позитивних результатів, так як щілини порівняно швидко заростали гіпсовою кіркою. Тому в дистиллері були застосовані дірчасті протиточні контактні елементи.

Конструкція дірчастої тарілки подібна до конструкції решітчастої тарілки (їх знімні секції взаємозамінні). Відмінність полягає у формі отворів. Дірчатса тарілка забезпечена отворами діаметром $90-140$ мм і має вільний переріз $0,2-0,4 \text{ м}^2/\text{м}^2$.

Застосування отворів великого діаметру якісно змінює роботу дірчастих

протиточних елементів порівняно з роботою звичайних одноковпачкових тарілок. Слід зазначити, що дірчасті тарілки за своїми показниками відрізняються від прийнятих у промисловості сітчатих тарілок (з отворами діаметром від 1 до 20 мм) і від протиточних решітчастих тарілок.

Слід зазначити, що зниження навантаження на 30 % і більше від номінального може призвести до збільшення питомої витрати пари на здійснення процесу десорбції. Висота пінного шару на тарілці досягає 650–750 мм Рідина, що виходить з отвору тарілки, менш прогазована, ніж парогазорідинна система, що знаходиться на тарілці.

При проведенні десорбції на протиточних дірчастих тарілках виявлені наступні особливості: сток рідини здійснюється в режимі, коли кожний отвір спочатку не пропускає рідину, потім частина рідини як би провисає під отвором, а далі починається стік;

одночасно з рідиною через отвір надходить газ, причому рідина проходить по центральній частині, а газ – по периферії, тобто відбувається аксіальний сток рідини, (рідина стікає як би в газовій сорочці). Периферійний рух газу перешкоджає відкладенню інкрустацій на кромках отворів. Дірчаста протиточна тарілка може працювати без чистки в 2–2,5 рази довше, ніж одноковпачкова тарілка. Особливість дірчастої (як і щілинної) тарілки є простота у виготовленні, при монтажі і експлуатації.

Позитивні результати отримані при використанні ТДС і решітчастої, і дірчастої тарілок. Зверху вниз в апараті встановлюють від двох до восьми решітчастих тарілок, а далі дірчасті. Число дірчастих тарілок, внизу апарата, встановлюють залежно від очікуваного бризкоуноса із змішувача або дистиллера (як вже зазначалося, дірчасті тарілки працюють краще в умовах відкладення інкрустацій). У нижній частині ТДС встановлюють не менше двох дірчастих протиточних контактних елементів, хоча є дані про тривалу експлуатацію ТДС з усіма щілинними тарілками.

В содовій промисловості в тривалій експлуатації знаходилися наступні дистилляційні колони з протиточними контактними елементами:

діаметром 2,4 м з 11 дірчастими тарілками і вільним перетином 25% в дистиллері і з 12 щілинними тарілками і вільним перетином 37% в ТДС. Робочі навантаження 80–140 м³/год фільтрової рідини;

діаметром дистиллера 3,0 м, ТДС – 3,2 м з 15 дірчастими контактними елементами і вільним перетином 30% в дистиллері і з 10 щілинними тарілками і вільним перетином 37% в ТДС. Робочі навантаження 160–220 м³/год;

діаметром 3,0/3,2 м з 15 дірчастими контактними елементами в дистиллері з вільним перетином 30% і з 8 дірчастими контактними елементами ТДС і вільним перетином 25%, а також з двома щілинними тарілками і вільним перетином 37% у

верхній частині ТДС. Робочі навантаження 160–220 м³/год;

Поряд з перевагами колон (підвищення питомої продуктивності в 1,3–1,7 рази, надзвичайна простота конструкції тарілки, збільшення пробігу між чистками, малий опір колони, порівняльна легкість чищення від інкрустацій і т. д.) є наступні недоліки:

при оснащенні ТДС тільки щілинними тарілками іноді спостерігаються підвищення втрати діоксиду вуглецю;

якщо з дистиллера погано евакуюється суспензія (тобто апарат працює під затокою), порушується процес десорбції і різко збільшуються втрати аміаку.

При оптимізаційному розрахунку, проведеному з метою економії пари, встановлено, що доцільно встановлювати в дистиллері 18 контактних дірчастих елементів. Практика показала, що в ДС можна встановлювати 15 тарілок при тій же висоті апарату для створення додаткового сепараційного простору. У цьому разі скорочення бризкоуносу компенсує деяку втрату пара.

Для зазначеної продуктивності дистиллер проектується з внутрішнім діаметром 3,0 м, висотою 21,7 і складається з царг, виконаних з чавуну. Товщина стінок царг 40 мм, загальна кількість царг – 22; межтарелочное відстань 900 мм, висота царги–бази 500 мм. В апараті встановлено 15 дірчастих противоточних тарілок. Між шостою і сьомою тарілками встановлюють відстань 800 мм з метою зниження поздовжнього перемішування в апараті.

3 Принцип роботи провальних тарілок

3.1 Режими роботи тарілок провального типу

Однією з важливих характеристик роботи тарілок провального типу є діапазон їх стійкої роботи. Ця характеристика пов'язана з режимами роботи тарілок провального типу, які виникають при збільшенні швидкості газу (пари) в перерізі колони при одній і тій самій щільності зрошення.

У роботі [2] ці режими відображені на графіку залежності гідравлічного опору тарілок провального типу від швидкості газу (пари) у перерізі колони (рис.1.2) і визначені наступним чином:

– режим змоченою тарілки (I) існує, якщо швидкість пари (газу) мала. Контакт пари і рідини відбувається на поверхні через стікаючі з тарілок краплі і струмені рідини, які піднімаються. Цей режим не є робочим;

– барботажний режим (II) спостерігається, коли швидкість збільшується. На тарільці існує шар світлої рідини, через який барботує пар і шар піни. При подальшому збільшенні швидкості пари висота шару світлої рідини зменшується, а висота шару піни збільшується;

– режим емульгування або аерації (III), який характеризується тим, що шар світлої рідини майже повністю зникає. На тарільці з'являється сильно турбулізований шар піни. Цей режим також, як і режим (II), є робочим;

– хвильовий режим (IV) спостерігається при подальшому збільшенні швидкості пара. Рідина і піна на тарільці приходять в хвилеподібний рух;

«Захлинання» настає при збільшенні швидкості пари, коли рідина та піна не стікають з тарілки, а викидаються на вищележачу тарілку.

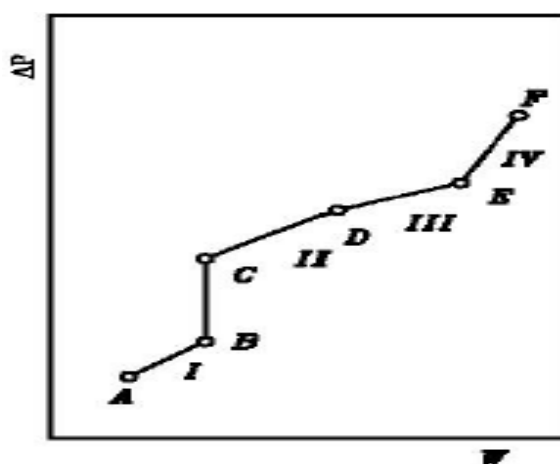


Рисунок 3 - Графік залежності опору тарілок провального типу від швидкості пари:

I – IV – гідродинамічні режими роботи.

Точки В, С, D, Е уявляють собою моменти переходу від одного режиму до іншого. Точка Е визначає максимально допустиму швидкість пару в колоні.

У роботі [9] наведено графік (рис. 3) залежності швидкості газу в перерізі колони від гідравлічного опору тарілок провального типу. На графіках критичними точками А і Б характеризуються гідродинамічні режими роботи тарілок провального типу.

В роботі зазначається, що при невеликих швидкостях газу до момента, відповідного точці А ($L=\text{const}$), рідина на тарілці не затримується. При збільшенні швидкості газу (точка А і вище) відбувається поступове накопичення рідини та видно шар, через який барботують бульбашки газу. Якщо і далі збільшувати швидкість газу (від точки А до точки В) - шар рідини на тарілці провального типу буде зменшуватися і буде зростати величина спіненого шару. При збільшенні швидкості вище точки В настає режим захлинання колони. Автори роботи відзначають, що іноді (зазвичай на тарілках, у яких великий вільний перетин) перелом прямої в точці В не виявляється. Однак, при швидкостях вище цієї точки можемо спостерігати утворення нового гідродинамічного режиму, який називають струменним або ежекційним. Характеризується цей режим роботи тим, що газові струмені пробивають шар рідини на тарілці, не розсіюючись в ній, а раніше утворена піна руйнується і рідина знаходиться у стані великих бризок і струменів.

Необхідність визначення меж швидкості газу у перерізі колони, при яких на тарілці провального типу буде існувати пінний режим, вказується у роботі [10]. Можна зазначити, що отримана раніше залежність для визначення початку хвильового режиму на ґратчастих тарілках виявилася неприйнятною, тому що вона була отримана в апаратах малого діаметра (0,057 і 0,114 м), і тому перебуває під сильним впливом діаметра апарату, із збільшенням якого дуже значно зростає гранично допустима швидкість газу для пінного режиму $w_{кр}$.

У роботі проведено аналіз механізму переходу від пінного режиму до хвильового режиму наступним чином. При певній швидкості газу w_r і постійної щільності зрошення починається перехідний між пінним і хвильовим режимами, при якому збільшення $И$ з зростанням w_r практично дорівнює нулю. Можна відзначити, що при пінному режимі зі збільшенням w_r , частка вільного перетину тарілки $(1 - \tau)$, яка зайнята газом, зростає. При незмінній кількості рідини, яка підводиться до тарілки, і зниженню частки отворів τ , через які проходить масообмін, природно повинна збільшуватися швидкість витікання рідини w_p . В іншому випадку повинен був би інтенсивно наростати шар піни на тарілці, що в цей період не спостерігається (перехід від пінного режиму до хвильового режиму). Збільшення ж w_p можливо тільки з ростом гребенів хвиль на поверхні шару піни, висота яких Δh викликає витікання рідини. Із збільшенням Δh відбувається зменшення слою рідини, який затримується на тарілці h_0 . За

певного моменту збільшення Δh досягає таких розмірів, що починається розгойдування рідини на тарілці, та стає вже очевидним хвильовий режим. Величина h_0 досягає при цьому мінімальних значень, тому стають можливими струменеві прориви газу, збільшується бризкоуніс, а також стає можливим і зменшення ефективності пиловловлення. Про нестійкий характер перехідного режиму кажуть наступні спостереження при експериментах. При $w_r > 2,0$ м/с зі зростанням швидкості газу іноді спостерігалось збільшення I_H , що супроводжується закономірним підняттям шару піни на тарільці, як раптом несподівано без будь-яких змін w_r і щільності зрошення шар піни знижувався. Значення I_H падало, при цьому виникав яскраво виражений хвильовий режим (рідина починала підкидуватись над тарількою, а в окремих ділянках тарілька навіть практично оголювалася). Подібна ж картина спостерігалася також у зворотному порядку, коли знижували w_r при хвильовому режимі. Легко побачити, що причина цих явищ у накладанні коливань, що мають місце в шарі піни. Якщо продовжити розглядати гідродинамічний процес на тарільці зі зростанням w_r , то, очевидно, що в подальшому зменшення τ вже не зможе компенсуватися збільшенням w_p , починається різке збільшення шару рідини на тарілці, що в кінці призводить до режиму захлинання.

Автори роботи [11], при розгляді режиму роботи тарілок провального типу, вказують на відмінність роботи тарілок провального типу з невеликим і великим вільними перетинами ($f \geq 30\%$). Вони зазначають, що на тарілках із великим вільним перетином не можна простежити зміну гідродинамічних режимів зі зростанням швидкості газу. Практично аж до точки захлинання на них утворюється невисокий газорідинний шар з тонкими постійно розриваючимися плівками рідини.

Характерним для роботи подібних тарілок є інтенсивний бризкоуніс, особливо при високих швидкостях газу в перерізі колони ($w > 1-2$ м/с), тому що практично немає сепаруючого шару газорідинної піни.

В роботі [12] автори також відзначають відмінність роботи тарілок провального типу різного вільного перерізу. Вони зазначають, що на тарілках з великим вільним перетином та значним еквівалентним діаметром отворів ($f \geq 30\%$ і $d_e \geq 0,012$ м для дірчастих або $d_e \geq 0,006$ м для решітчастих тарілок) у всьому діапазоні швидкостей газу існував тільки режим з погано структурованою піною. На тарілках з малим вільним перетином і невеликим еквівалентним діаметром отворів ($f < 15\%$, $d_e < 0,006$ м) можна спостерігати тільки перехідний режим.

В монографії [13] було проведено огляд робіт по визначенню режимів роботи тарілок провального типу. Зазначається, що різні дослідники по-різному оцінюють візуальну картину, що спостерігається в тих чи інших режимах на тарілках провального типу, та називають по-різному ці режими. Перехід від одного режиму до іншого визначається гідродинамічними факторами, такими як швидкість газу та рідини, а також властивостями фаз і геометрії тарільки.

З розглянутих робіт можна зробити висновок, що різні автори по-різному оцінюють режими роботи провальних тарілок. Немає єдиної термінології у визначенні режимів роботи тарілок. Необхідно проводити подальші дослідження провальних тарілок з метою уточнення гідродинамічних особливостей їх роботи.

3.2 Результати досліджень меж тоботи тарілок провального типу

Визначення меж роботи залежності мінімальної (w_{min}) та максимальної (w_{max}) швидкостей газу в перерізі колони від щільності зрошення L для тарілок з малим вільним перетином, встановлених в колонах різного діаметра проводилося на стендах гідравлічних випробувань у відповідності з таблицею 3.

Таблиця 3 – Параметри досліджених тарілок провального типу

№ тарілки	Діаметр колони D, м	Вільний перетин	Діаметр отворів d ₀ , м
1	2,0	16	0,012
2		25	
3		36	
4	0,4	16	
5		36	
6		56	
7	0,3	16	0,008
8		36	0,012
9		56	
10	0,15	16	0,008
11		16	0,012
12		19	
13		22	
14		25	
15		30	
16		36	
17		46	0,07

За швидкість w_{min} брали швидкість газу при $L=const$, при якій на тарілці провального типу з'являвся стійкий барботажний шар. При швидкості w_{max} газорідинної шар на тарілці починав руйнуватися. В колонних діаметром $D = 0,057$ і $0,15$ м газорідинної шар при швидкості, що перевищує w_{max} , починав різко зростати до виходу через верх колони. У колоні $D = 2$ м, при збільшенні швидкості газу вище w_{max} , через частину рідини на тарілці газ взагалі не барботував, а через іншу частину тарілки газ проходив з великою швидкістю. Межа розділу газової та газорідинної фази при w_{max} , на тарілках провального типу з малим вільним перетином, було видно досить добре.

В ході випробувань було встановлено, що діапазон стійкої роботи ($w_{min} - w_{max}$) для тарілок провального типу встановленої в колоні з $D = 0,057$ м суттєво (приблизно в 2 рази) менше, діапазону стійкої роботи тарілки встановленої в колоні $D = 2$ м, при великій щільності зрошення. Значення вільних перерізів тарілок і діаметри отворів плато тарілки були близькі для колон різного діаметра.

На Рисунках 3 і 3.2 представлена структура барботажного шару характерна для висоти барботажного шару до $H \approx 0,1$ м.

Як видно з рисунків, барботажний шар характеризується однорідною у всіх напрямках комірчастою структурою піни, горизонтальною поверхнею барботажного шару, висота якої не змінюється в часі, для одних і тих же швидкостей газової і рідкої фаз. Це говорить про те, що в барботажному шарі

сили тяжіння перевищують сили інерції рідини. Можна вважати, що барботажний шар в цьому режимі, як самоорганізована система, що знаходиться в рівновазі, так як сили гідростатичного тиску і масові сили постійні у часі у будь-якій точці барботажного шару. Вектор швидкості руху рідини має один напрямок – зверху вниз. Так як на газорідний шар не діють зовнішні сили, а діють тільки сили, в результаті яких він утворений, то таку систему можна назвати самоорганізуючою.

Крім того, барботажний шар практично симетричний відносно осей координат, початок яких розташовується на центральній вертикальній осі тарілки провального типу.



Рисунок 3 - Робота тарілки провального типу в режимі однорідного барботажного шару: тарілка № 21 (таблиця 10), $L = 13,5 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$, $w = 0,56 \text{ м/с}$.

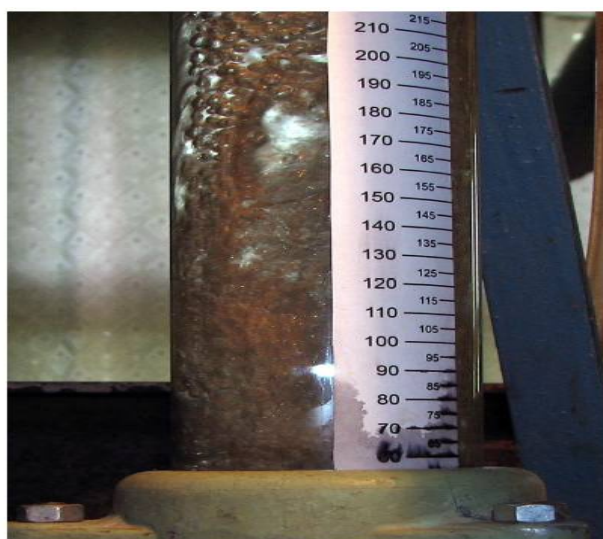


Рисунок 3.1 – Робота тарілки провального типу в режимі рухомого газорідного шару: тарілка № 21 (таблиця 10), $L = 13,5 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$, $w = 1,44 \text{ м/с}$.



Рисунок 3.2 - Робота тарілки провального типу в режимі однорідного барботажного шару: тарілка № 10 (таблиця 10), $L = 12,7 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$, $w = 0,72 \text{ м/с}$.



Рисунок 3.3 - Робота тарілки провального типу в режимі рухомого газорідного шару: тарілка № 10 (таблиця 10), $L = 12,7 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$, $w = 0,83 \text{ м/с}$.

При досягненні висоти газорідного шару більшою $H \approx 0,1 \text{ м}$ він втрачає стійкість (Рисунок 3.1, 3.3). Утворюється рухливий газорідний шар, який характеризується відсутністю структурованої комірчастою піни. Вільна поверхня газорідного шару криволінійна. Її висота змінюється в часі для одних і тих же швидкостей газової і рідкої фаз має амплітуду і частоту. У газорідкістному шарі

спостерігаються флуктуації таких параметрів як гідравлічний опір і висота газорідинного шару, швидкостей руху рідини, які мають хаотичний напрямок. Це говорить про те, що сили інерції рідини в такому газорідинному шарі перевищують сили тяжіння.

Крім цього, газорідинний шар втрачає симетричність відносно осей координат, початок яких розташовується на центральній вертикальній осі тарілки провального типу.

Таким чином, газорідинний шар, як самоорганізована система, втрачає стійкість і стає динамічною нерівноважною системою. Перехід від стійкої рівноважної самоорганізуючої ізольованої системи до нерівноважної системи називають бифуркацією [14,15].

Дослідження тарілок повального типу з великим вільним перетином показали, що в колонах невеликого діаметра ($D = 0,057, 0,15$ м), ще з'являвся барботажний шар при w_{min} . У колоні $D = 0,4$ м і, особливо, в колоні $D = 2$ м, при w_{min} з'являвся газорідинний шар, який складався з крапель і плівок рідини з високим газосодержанням. Таким чином, в газожидкостному шарі мала місце інверсія фаз, коли суцільною фазою був газ, а дисперсною фазою була рідина.

Верхня межа роботи тарілок провального типу з великим вільним перетином (w_{max}) в колонах невеликого діаметра ($D = 0,057, 0,15$ м), визначали по висоті вільної поверхні газорідинного шару, як і для тарілок з малим вільним перетином. У колонах діаметром $D = 0,4$ м і $D = 2$ м вільної поверхні газорідинного шару не було. Тому w_{max} визначали (досить умовно) по висоті підкидання найбільш великих крапель і плівок рідини.

Якщо в колонах невеликого діаметра ($D = 0,057, 0,15$ м) існував перехід від однорідного барботажного шару до рухомого газорідинного шару, при висоті $H \approx 0,1$ м, то в колонах діаметром $D = 0,4$ м і $D = 2$ м такого переходу не було.

Виходячи з вище сказаного, залежно мінімальної (w_{min}) та максимальної (w_{max}) швидкості, від швидкостей газової і рідкої фаз тарілок провального типу з великим вільним перетином можна сказати, що їх діапазон стійкої роботи ($w_{min} - w_{max}$) практично такий же, як у тарілок провального типу з малим вільним перетином, встановлених в колонах великого діаметру ($D = 2$ м). Однак його значення зрушені в бік великих швидкостей газу в перерізі колони при однаковій щільності зрошення рідини. Діапазон стійкої роботи ($w_{min} - w_{max}$) у тарілок провального типу з великим вільним перетином менше залежить від діаметра колони, ніж у тарілок провального типу з малим вільним перетином.

У всіх представлених тарілок провального типу діаметр отворів плато тарілки становив $d_0 = 0,012$ м (крім тарілки № 10, Таблиця 3, де $d_0 = 0,008$ м).

Після аналізу поданих експериментальних даних можна зробити висновок, що нижній і верхній межі роботи (w_{min} і w_{max}) тарілок провального типу з

однаковим діаметром отворів, істотно залежать від вільного перетину тарілок для одних і тих же співвідношень навантажень по газовій і рідкій фазі. В той час, як нижня межа роботи (w_{min}) тарілок провального типу, практично не залежить від діаметра колони для різних вільних перерізів тарілок, w_{max} істотно залежить від діаметра колони, особливо для тарілок провального типу з малим вільним перетином тарілок для одних і тих же співвідношень навантажень по газовій і рідкій фазі.

Діапазон стійкої роботи тарілок провального типу пов'язаний з режимами її роботи. Автори [2, 9] розрізняють робочі і не робочі режими роботи тарілок провального типу. Наприклад, режим змоченою тарілки [2] і хвильовий режим [9] не є робочими режимами. У цій же роботі [9] рекомендується для роботи тарілок провального типу в процесах пиловловлення тільки пінний режим роботи тарілок.

У колоні діаметром $D = 0,15$ м, здійснюється якісна зміна структури однорідного барботажного шару в точці біфуркації) і він стає рухомих шаром газорідним

У відповідності з цим, на тарілках провального типу можна виділити три режими роботи тарілок:

- режим однорідного барботажного шару;
- режим рухомого газорідного шару;
- режим руйнування газорідного шару.

Перехід від режиму однорідного барботажного шару до режиму рухомого газорідного шару в колоні $D = 0,15$ м здійснюється стрибкоподібно, тобто при незначній зміні керуючого параметра (швидкості газу в перерізі колони) відбувається стрибкоподібна зміна обумовленого параметра (гідравлічного опору тарілок провального типу).

Після вивчення меж роботи тарілок провального типу можна зробити наступні висновки:

– діапазон стійкої роботи тарілок провального типу залежить від їх геометричних характеристик, таких як вільний перетин тарілки, їх діаметра.

– в межах сталої роботи тарілок провального типу від мінімальної швидкості (w_{min}), при якій на тарілці з'являється стійкий барботажний шар, до максимальної швидкості газу в перерізі колони (w_{max}), при якій відбувається руйнування газорідного шару, існують три режими роботи тарілки провального типу (режим однорідного барботажного шару; режим рухомого газорідного шару і режим руйнування газорідного шару).

– перехід від режиму однорідного барботажного шару до режиму рухомого газорідного шару відбувається в точці біфуркації, коли відбувається

принципова зміна структури барботажного шару, і основні його параметри (гідрравлічний опір тарілки і висота газорідинного шару) в даній точці набувають певну амплітуду і частоту.

– перехід від режиму однорідного барботажного шару до режиму рухомого газорідинного шару відбувається при висоті газорідинного шару $H \approx 0,1$ м для всіх досліджених тарілок (таблиця 3) і всіх співвідношень витрат газової і рідкої фази в точці біфуркації.

4 Розрахунок режимів роботи тарілок

Критична точка переходу до хвильового режиму від режиму емульгування, тобто точку Е, за посібником Ю. Р. Зелінського [16] пропонується знаходити по рівнянню:

$$\lg \left(\frac{\omega^2}{gF_c^2 a} \cdot \frac{\gamma_r}{\gamma_{ж}} \cdot \mu_{ж}^{0,16} \right) = 0,04 \frac{D}{a} - 1,75 \left(\frac{L}{G} \right)^{1/4} \cdot \left(\frac{\gamma_r}{\gamma_{ж}} \right)^{1/8}, \quad (2)$$

де:

ω – швидкість пара в точці Е, м/сек² для повного перерізу колони

g – прискорення сили тяжіння, м/сек²

F – перетин, м²/м²

a – ширина щілини, м

γ_r і $\gamma_{ж}$ – питома вага відповідно газу і рідини, кг/м

$\mu_{ж}$ – в'язкість рідини, спз

D – діаметр колони, м

L і G – навантаження по рідині і газу, кг/м²сек

Для того, щоб визначити максимальну допустиму швидкість і вибрати робочу швидкість в колоні, використовуємо це рівняння.

Аналогічна формула запропонована А. Р. Касаткіним та ін [17] для точок В-С (підвисання).

$$\lg \left(\frac{\omega^2}{gF_c^2 a} \cdot \frac{\gamma_r}{\gamma_{ж}} \cdot \mu_{ж}^{0,16} \right) = 1 - 2,45 \left(\frac{L}{G} \right)^{1/4} \cdot \left(\frac{\gamma_r}{\gamma_{ж}} \right)^{1/8}$$

Останній метод базується на кореляції двох комплексних величин Х і У. До кожної з цих величин входять параметри, які визначають роботу провальної тарілки.

Для визначення залежності від різних чинників граничних швидкостей в колоні з тарілками провального типу, було побудовано графік (рис. 10.), який є аналогічним раніше запропонованому для визначення граничних швидкостей у колонах з масообмінними насадками.

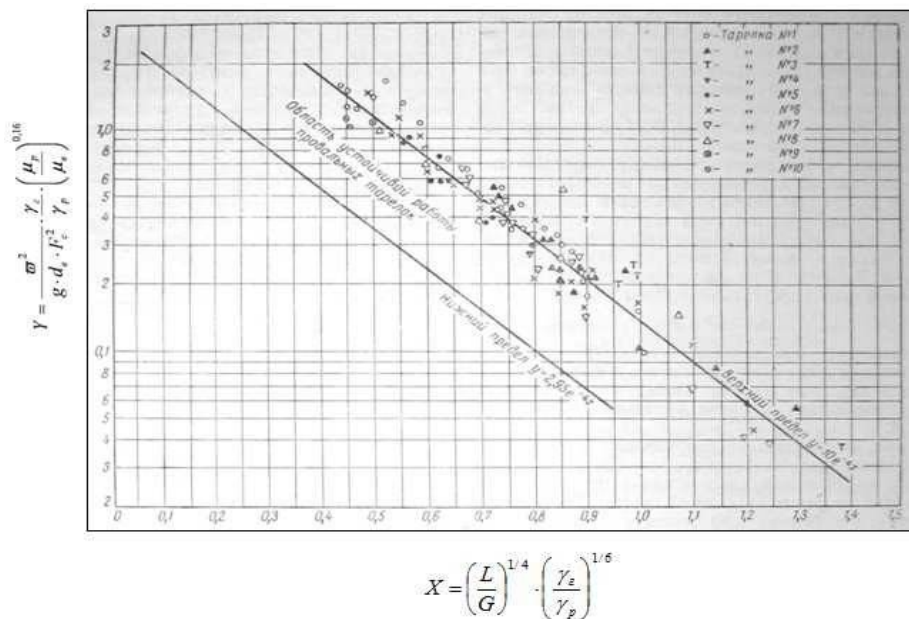


Рисунок 4 - Залежність відношення вагових швидкостей потоків від граничної швидкості газу (пара) (швидкості захлинання) у колонах з тарілками провального типу, їхні фізичні властивості і визначальні розміри тарілок ($D_k = 0,075$ і $0,240$ м, $f = 0,13 - 0,4$)

По осі абсцис нанесено комплекс

$$X = \left(\frac{G_p}{G_n} \right)^{1/4} \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_p} \right)^{1/8} \quad (3)$$

а по осі ординат комплекс

$$Y = \frac{w^2}{g \cdot d_0 \cdot f^2} \cdot \frac{\rho_g}{\rho_p} \cdot \left(\frac{\mu_p}{\mu_g} \right)^{0,16}, \quad (4)$$

де:

L і G – вагові швидкості рідини і газу (пара), $\text{кг}/\text{м}^2 \cdot \text{год}$;

γ_g і γ_p – питомі ваги газу (пара) і рідини, $\text{кг}/\text{м}^3$;

g – прискорення сили тяжіння, $\text{м}/\text{с}^2$;

d_e – еквівалентний діаметр 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.

Досліджуючи тарілки з живим перерізом, рівним від 0,13 до 0,4 з діаметром

отворів від 3 до 8,4 мм, автори [17, 18] знайшли те, що робоча зона тарілок знаходиться між двома прямими лініями.

Відношення L/G у дослідах змінювалося від 2,5 до 148, а швидкість – газу від 0,20 до 3,78 м/с. Швидкість захлинання або гранична швидкість газу x , м/с, визначалася візуально по різкому зростанню висоти шару піни на тарільці і по різкому збільшенню опору тарілки.

Для перевірки отриманих результатів на графіку були показані також дослідні дані інших авторів. З графіка випливає те, що точки, які відповідають отриманим даним про швидкості захлинання на тарілках провального типу, отримані на чотирьох системах газ – рідина, а також дані інших авторів для систем пар – рідина досить задовільно можна укласти на одну пряму (у напівлогарифмічних координатах), яку можна описати рівнянням:

$$Y = 10 \cdot e^{-4x} \quad (5)$$

де: e – основа натуральних логарифмів.

Отже, за рівнянням (5) можна визначити граничну швидкість газу (пари), але робоча швидкість має бути вибрана декілька більш нижчою за розраховану за рівнянням (5), оскільки у виробничих умовах можливе збільшення швидкості вище граничної, що призводить до порушення режиму роботи апарату. Нижня межа роботи тарілок провального типу обумовлюється повним зливом рідини з тарілок. Значення цієї швидкості можна визначити за допомогою дослідних даних, як і представлені нижньою похилою прямою (рис. 4). Ця пряма має однаковий нахил із прямою верхньої межі роботи (захлинання) тарілок і відповідає рівнянню:

$$Y = 2,95 \cdot e^{-4x} \quad (6)$$

У роботі [19] було проведено гідравлічні дослідження роботи тарілок провального типу в широкому діапазоні зміни вільного перерізу тарілок від $f = 16$ до 36 % у колонах різного діаметру $D = 0,057, 0,15, 0,4$ і $0,5$ м. Діаметр отворів тарілок в колоні $D = 0,057$ м складав $d_0 = 0,005$ м. В решті колон – $d_0 = 0,008$ м. Навантаження за рідиною змінювалися в межах $L = 4 - 150$ м³/м²год, швидкість газу в перерізі колони досягала $w = 4$ м/с. Було також проведено гідравлічні та кінетичні дослідження тарілок провального типу на стенді з колоною $D = 0,3$ м при ректифікації системи нітролеум-ортофосфорна кислота. На стенді з колоною $D = 0,15$ м досліджували масообмін при десорбції двоокису вуглецю з води азотом. На стенді з колоною $D = 0,057$ м вивчали теплообмін у барботажному шарі між нагрітим повітрям і водою. У процесі досліджень вимірювали гідравлічний опір тарілок, висоту барботажного шару і ефективність тарілок за різними співвідношеннями між газовою і рідкою фазою.

Було встановлено три гідродинамічні режими роботи тарілок провального типу:

- режим однорідного барботажного шару;
- режим рухомого газорідинного шару;
- режим руйнування газорідинного шару.

Режим рівномірного барботажу характеризується однорідною за всіма напрямками структурою чарункуватої піни, горизонтальною вільною поверхнею барботажного шару, висота якої не змінюється з часом для одних і тих самих швидкостей газової і рідкої фаз. Це говорить про те, що у барботажному шарі сили тяжіння перевищують над силами інерції рідини.

За висотою барботажного шару $H = 0,08 - 0,1$ мм починається режим рухомого барботажного шару, який характерний відсутністю структурованої чарункуватої піною та криволінійною вільною поверхнею барботажного шару. Локальні висоти вільної поверхні барботажного шару змінюються з часом, також мають амплітуду і частоту для одних і тих самих швидкостей газової і рідкої фази. Режим руйнування газорідинного шару характеризується руйнуванням барботажного шару.

В роботі експериментально встановлено, що режим рухомого барботажного шару починається при висоті барботажного шару $H = 0,08 - 0,1$ мм, при цьому рідинна фаза барботажного шару є суцільною, а газова (парова) – дисперсною. Перш за все це стосується тарілок провального типу звичайного вільного перерізу (до 25%).

У роботі зроблено наступні висновки:

- максимальна ефективність тарілок провального типу досягається при режимі рухомого барботажного шару;
- режим рухомого барботажного шару починається при висоті барботажного шару $H = 0,08 - 0,1$ мм для всіх досліджених тарілок провального типу і навантажень за газом та рідиною, коли рідинна фаза барботажного шару є суцільною, а газова (парова) – дисперсною;
- початок максимально ефективної роботи тарілок провального типу необхідно вважати за настанням режиму рухомого барботажного шару.

Авторами було зроблено розрахунки з написаних вище рівнянь та отримано результати у вигляді графіків.

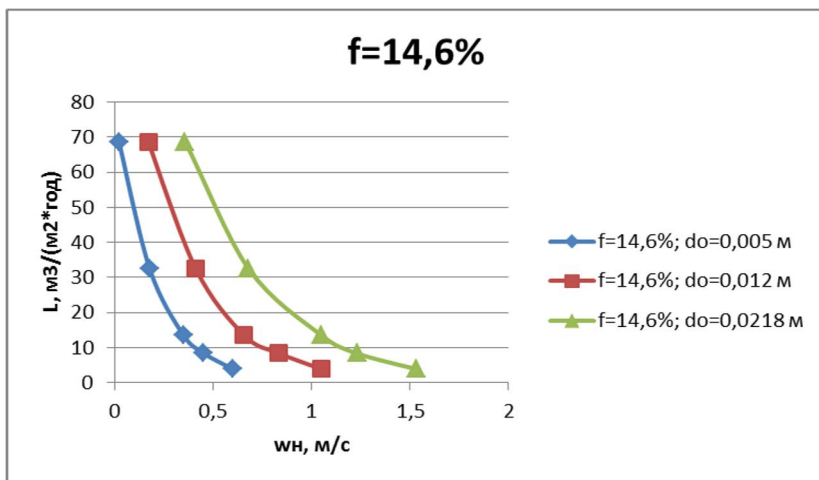


Рисунок 4.1 - Залежність $w_H = f(L)$ для тарілок провального типу з вільним перерізом $f = 14,6\%$ і різним діаметром отворів.

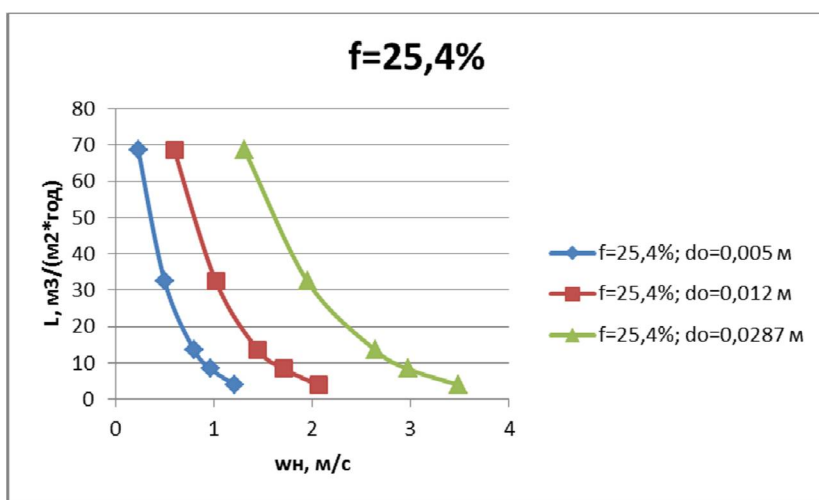


Рисунок 4.2 - Залежність $w_H = f(L)$ для тарілок провального типу з вільним перерізом $f = 25,4\%$ і різним діаметром отворів

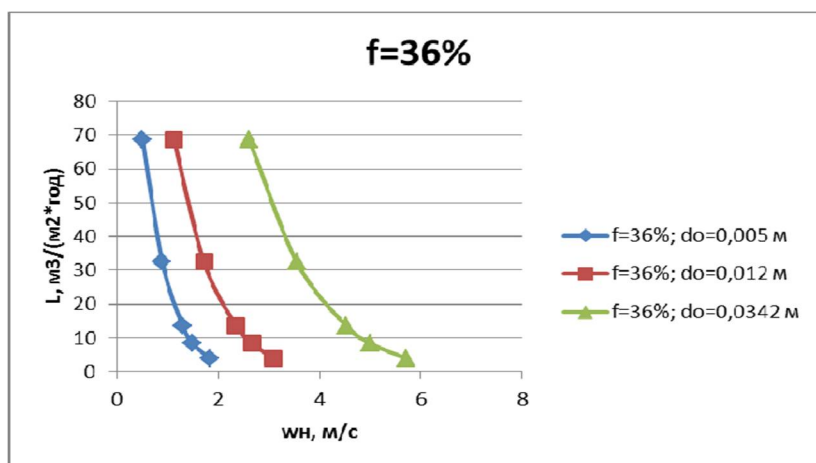


Рисунок 4.3 - Залежність $w_H = f(L)$ для тарілок провального типу з вільним перерізом $f = 36\%$ і різним діаметром отворів

Нижню межу роботи тарілок провального типу, на підставі літературних даних [19], прийmemo швидкість газу у перерізі колони, яка відповідає початку режиму рухомого барботажного шару на дірчастих тарілках провального типу (точці біфуркації).

- L – щільність зрощення, $\text{м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$;
- $w_{\text{п}}$ – швидкість газу в повному перерізі колони, що відповідає нижній межі роботи дірчастих тарілок провального типу, м/с .

З получених графіків, авторами зроблено такі висновки:

1. Існуючі у літературних джерелах рівняння для розрахунку діапазону стійкої роботи тарілок провального типу не можуть бути застосовані для тарілок діаметром $D = 0,057 \text{ м}$.

2. Нижня межа роботи дірчастих тарілок провального типу суттєво залежить від діаметра отворів в плато тарілки для одного і того самого вільного перерізу.

3. Для розрахунку $w_{\text{п}} = f(L)$ можна використовувати рівняння (8) з середньою відносною похибкою $A = 9\%$, яка є нормальною.

4. Отримані експериментальні дані не підтвердилися розрахунковими даними з цієї роботи. Вони показали лише значно меншу залежність меж роботи від діаметрів отворів. Тому необхідно ще проводити подальші дослідження на лабораторних установках.

5 Теорія масштабного переходу

За останні роки було сформульовано нову теорію масштабного переходу [24]. Вона виявилася гідродинамічною, зумовленою нерівномірністю розподілу потоків і співвідношення фаз по перерізу промислових апаратів, посиленням поздовжнього перемішування при збільшенні розмірів, що визначають масштаб турбулентності або виникнення циркулюючих контурів. Ці ефекти характеризують структуру потоків, в більшості випадків не моделюються на малих апаратах та при сучасному рівні розвитку гідродинаміки потоків не можуть бути передбачені методом математичного моделювання. Однак, оскільки масштабний ефект має гідродинамічну природу, його можна усувати на гідродинамічних стендах без технологічних випробувань. [25, 26]. Забезпечивши шляхом конструктивних заходів зменшення гідродинамічних неоднорідностей і необхідну структуру потоків у великому апараті. Такий спосіб розробки промислових апаратів, названий гідромоделиюванням, що дозволяє істотно прискорити і здешевити перехід від лабораторних установок до промислових.

В даний час розроблена наближена теорія масштабного ефекту, що полегшує пошук конструктивних заходів для усунення, а так само залишкових неоднорідностей з метою визначення ефективності промислових апаратів, без технологічних випробувань.

Зменшення ККД спостерігалось і для провальних барботажних тарілок (майже в 3 рази при збільшенні діаметра від 0,8 до 5 м.)

Теорія масштабного переходу в гідродинамічних характеристиках колони, як малого, так і великого діаметру встановлює зв'язок між параметрами колон різного діаметра.

Проводять експерименти в колонах малого діаметра і встановлюється зв'язок між гідравлічними параметрами колон малого діаметра з гідравлічними параметрами колон великого діаметра. Далі проводяться технологічні випробування масо і теплообміну. За даними гідродинамічним моделюванням, технологічні параметри, отримані в колонах малого діаметра, переносяться на колони великого діаметра з досвідчених установок.

Дуже важливим висновком є те, що низька ефективність багатьох промислових апаратів є наслідком дефектів конструкції апаратів, які можуть бути усунені, а КМП при цьому може бути наближений до одиниці. Також теорія масштабного переходу ґрунтується на тому, що при розрахунку колонного апарата ми повинні обов'язково використовувати експериментальні установки з колонами невеликого діаметра і за результатами досліджень цих установок, ми повинні використовувати при розрахунку промислових апаратів.

В роботі [8] було запропоновано рівняння (7) для розрахунку точки біфуркації барботажного слоя на тарілках провального типу.

$$\lg\left(\frac{Y}{T^{0.5}}\right) = 0.0751 - 1.68 * X \quad (7)$$

В рівнянні (7) існує коефіцієнт T , який представляє собою відношення суми периметрів всіх отворів плато тарілки до її діаметру [6]. Таким чином параметр T являє собою функцію таких геометричних параметрів тарілки провального типу, як її діаметр, вільний переріз та діаметр отворів плато тарілки. Це надає можливість за рівнянням [8] розраховувати вільний переріз тарілок провального типу за заданною швидкістю, розрахованої на повний переріз колонни, для різноматних діаметрів колони. Це дає можливість гідродинамічного моделювання тарілок провального типу з різноманітними геометричними характеристиками [8].

6 Опис експериментальної установки для гідравлічних і кінетичних досліджень тарілок провального типу з колоною $D = 0,057$ м.

Для дослідження дірчатих тарілок провального типу було використано експеримент з колоною діаметру: $D = 0,057$ м.

6.1 Опис експериментальної установки з колоною $D = 0,057$ м:

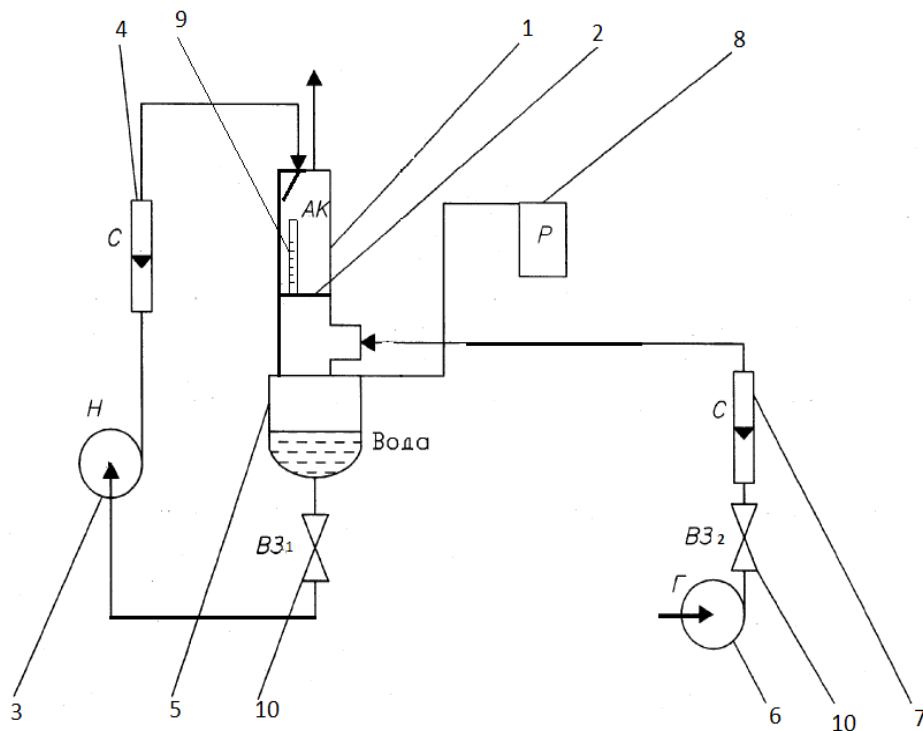


Рисунок 6 - Схема експериментальної установки для гідравлічних та кінетичних досліджень тарілок провального типу з колоною $D = 0,057$ м:

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

6.2 Схема лабораторної установки

Установка являє собою колону 1, з установленою в ній дірчатою тарілкою провального типу 2. За допомогою насосу 3 вода подається через вентиль ВЗ₁ та ротаметр 4 (РСПЗ СК №134) у верхню частину колони на внутрішню стінку. Пройшовши через тарілку, вода потрапляє до куба колони 5. Повітря за допомогою газодувки 6 через вентиль ВЗ₂ і ротаметр 7 (ТЛП №9101) подається до колони до місця, що розташоване нижче тарілки для забезпечення протитоку і тим самим утворення барботажного шару. Гідравлічний опір вимірюється манометром 8. Лінійкою 9, вимірюється висота піни. Витрати рідини і повітря регулюються вентилями 10.

6.3 Експериментальне дослідження

Рідина за допомогою насосу 3 подається у верхню частину, по перерізу колони 1, для того, щоб досягти більш рівномірного розподілу рідини й тим самим зменшити гідравлічний опір газу після тарілки, рідину подають на стінку колони. Установлюємо за ротаметром 4 витрату рідини, котрій відповідає певна щільність зрошування.

Знизу під тарілку 2 за допомогою газодувки 6 подаємо повітря. Його витрату встановлюємо по ротаметру 7, й для певної щільності зрошування змінюємо витрату повітря від початку роботи тарілки до її верхньої межі.

Для кожного співвідношення навантажень по газу та рідині вимірюємо гідравлічний опір дифманометром 8 і висоту піни лінійкою 9. Особлива увага приділяється зміні режимів на тарільці: від режиму рівномірного барботажа до режиму нерівномірного газо-рідинного шару (точка біфуркації).

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 точних дослідних даних для кожного співвідношення навантажень по газу й рідині проводиться декілька експериментів, після чого підраховується середня величина для гідравлічного опору та висоти піни.

6.4 Пуск колони

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

6.5 Зупинка колони

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

7 Експериментальні дані

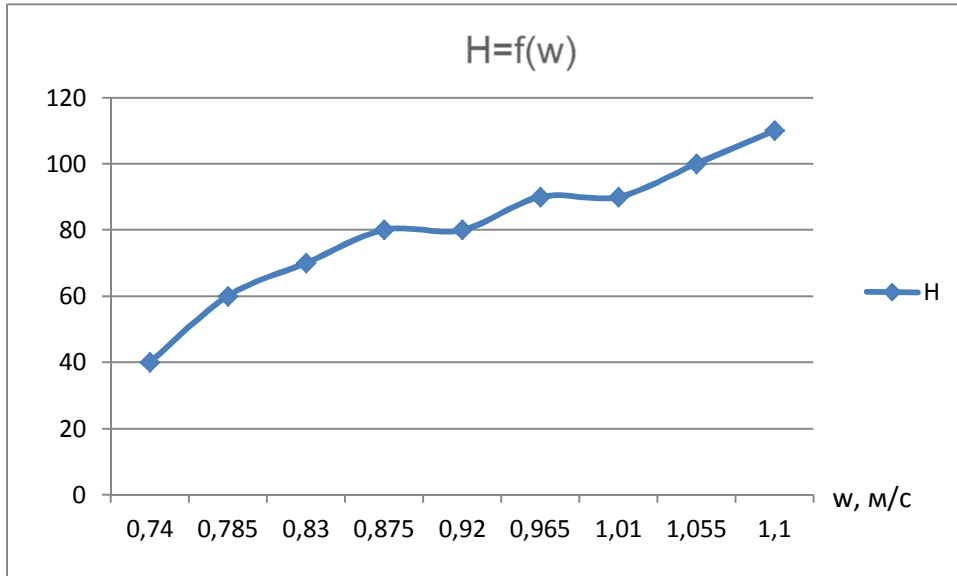


Рисунок 7 - Залежність висоти газорідного шару від швидкості пари

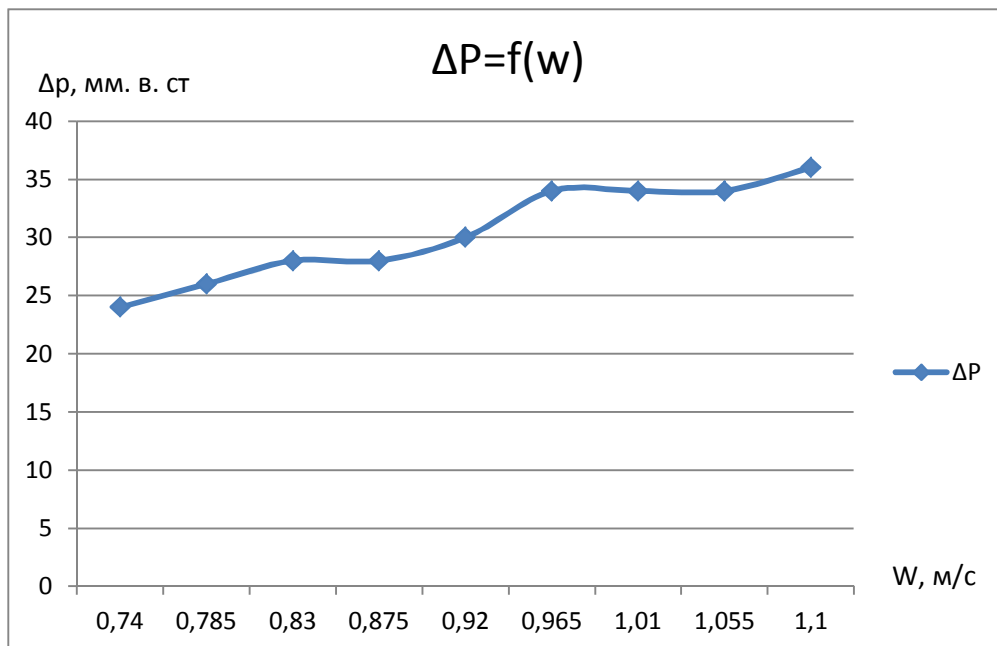


Рисунок 7.1 - Залежність гідравлічного опору газорідного шару від швидкості пари

Були проведені дослід на тарілках провального типу $D=0.057$ м, вільний перетин склав $f=16\%$. За допомогою розрахунку було виявлено, що з графіку

залежності висоти від швидкості точки біфуркації при висоті газорідного шару 100 мм швидкість газу дорівнює 0,9 м/с. Розрахунком було встановлено що точка біфуркації в промисловій колоні досягається при швидкості пари 1 м/с. Отримали співпадіння експериментальних і розрахункових значень в точці біфуркації, коли режим роботи тарілки провального типу досягає максимальної ефективності. В експериментальній колоні гідравлічний опір тарілки в режимі рухомого барботажного шару відповідає гідравлічному опору, який наглядно ілюструється на графіку: 34 мм в. ст. На основі гідравлічного моделювання допускаємо, що гідравлічний опір тарілки провального типу в промисловій колоні в режимі рухомого барботажного шару буде складати 34 мм в. ст.

8 Розрахунок основних параметрів роботи колони

У ректифікаційній колоні з тарілками передбачається поділ суміші нітроолеум-ортофосфорна кислота при надлишковому тиску 10000 мм вод. ст.=1атм

Характеристика нітроолеума (низько киплячий компонент):

$M_a = 71,7$ - молекулярна маса нітроолеума;

$T_a = 45$ °С - температура кипіння нітроолеума;

$\rho_a = 1630$ кг/м³ - густина нітроолеума при 20°С.

Характеристика 70% азотної кислоти (висококиплячий компонент):

$M_b = 49,5$ - молекулярна маса води;

$T_b = 122$ °С - температура кипіння води;

$\rho_b = 1413$ кг/м³ - густина води при 20°С.

Кількість одержуваного дистиляту, кг/с:

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

де $G = 5000000$ кг/рік - необхідна продуктивність колони по метанолу;

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

$$G_p = \frac{8000000}{335 \cdot 24 \cdot 3600} = 0,276 \text{ кг/сек} = 993 \text{ кг/година}$$

Кількості вихідної суміші й кубового залишку визначаємо 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.

$$G_f = \frac{0,276 \cdot (1 - 0,762)}{0,933 - 0,762} = 0,385 \text{ кг/с}$$

Кількість кубового залишку

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

$$G_w = 0,385 - 0,276 = 0,109 \text{ кг/с}$$

Перевірка матеріального балансу за рівнянням

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

$$0,385 \cdot 0,933 = 0,276 \cdot 1 + 0,109 \cdot 0,762$$

$$0,3592 = 0,35906$$

Розходження:

$$0,3592 - 0,35906 = 0,00014$$

Помилка:

$$\frac{0,00014}{0,3592} \cdot 100\% = 0,038975\%$$

Таблиця 8 - Параметри колони

№ потоку	1	2	3
Температура, °С	50	45	122
Тиск			
в верху колони, МПа (надл.)			
в низу колони, МПа (надл.)			0,1
Витрати пари			
Витрати рідини, кг/сек	0,385	0,276	0,109
Витрати газу			
Масовий склад ваговий, %			
ННО ₃ +N ₂ O ₄	93,3%	100%	76,2%
	6,7%	0%	23,8%
Склад потоку:			
Вихідна суміш, кг/сек	0,385		
Кількість дистилляту, кг/сек		0,276	
Кубовий залишок, кг/сек			0,109

Примітка:

Поток №1 – потік вихідна суміш

Поток №2 – потік вихіду дисцилята суміш

Поток №3 – потік кубовий залишок

8.1 Визначення флегмового числа

Вибір оптимальної величини робочого числа флегми досить відповідальний, тому що при малих його значеннях виходить велика кількість ступенів контакту, але витрата пари, що гріє, малий; при дуже великому числі флегми число ступенів невелике, але витрата пари велика.

Оптимальне флегмове число повинно бути втричі більше за кількість відбираємого дистиляту $R_{\text{опт}}=993*0,003=2.979$

X - рівноважний склад у мольних % рідині;

Y - рівноважний склад у мольних % пари;

I - температура кипіння в $^{\circ}\text{C}$ при атмосферному тиску.

Перераховуємо масові концентрації в мольні.

Мольна концентрація

$$X = \frac{\frac{a}{M_a}}{\frac{a}{M_a} + \frac{100-a}{M_b}} \quad (14)$$

Мольна концентрація вихідної суміші

$$X_F = \frac{\frac{0,933}{71,7}}{\frac{0,933}{71,7} + \frac{1,00-0,933}{49,5}} = 0,9091 \text{ (мол.)}$$

Мольна концентрація дистиляту

$$X_P = \frac{\frac{1}{71,7}}{\frac{1}{71,7} + \frac{1-1}{49,5}} = 1 \text{ (мол.)}$$

Мольна концентрація кубового залишку

$$X_W = \frac{\frac{0,762}{71,7}}{\frac{0,762}{71,7} + \frac{1-0,762}{49,5}} = 0,6883 \text{ (мол.)}$$

$$R_{\min} = \frac{x_p - y_f^*}{y_f^* - x_f} \quad (15)$$

$$R_{\min} = \frac{1-0,999}{0,999-0,9091} = 0,01$$

де y_f^* – мольна доля нітроолеума в парі, що рівноважна з рідиною, мол. долі, визначаємо по фазовій діаграмі у–х у відповідності з рисунком 1.2;

b_{\max} – відрізок, що відтинає на осі ординат

$$b_{\max} = \frac{X_p}{R_{\min} + 1} \quad (16)$$

Звідки мінімальне флегмове число

$$R_{\min} = \frac{X_p}{b_{\max}} - 1 \quad (17)$$

$$b_{\max} = \frac{1}{0,01+1} = 0,99$$

$$R_{\min} = \frac{1}{0,99} - 1 = 0,01$$

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

По рідкій фазі

Середня мольна концентрація в нижній частині колони

$$X_{cpH} = \frac{X_W + X_F}{2} \quad (21)$$

$$X_{cpH} = \frac{0.494 + 0.708}{2} = 0,601$$

Середня мольна концентрація у верхній частині колони

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

$$X_{cp}^B = \frac{0.708 + 0.774}{2} = 0,741$$

Середня мольна концентрація по колоні

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

$$X_{cp} = \frac{0.601 + 0.741}{2} = 0,671$$

Середня масова концентрація по колоні

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

$$a_{cp} = \frac{0,671 \cdot 71.7}{0,671 \cdot 71.7 + (1 - 0,671) \cdot 49.5} = 0.74$$

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-ортофосфорна кислота» при 10000 Па (абс.) за даними таблиці 1.

Таблиця 8.1 - Мольні концентрації

$x_w = 0,494$ (мол.)
$x_f = 0,708$ (мол.)
$x_p = 0,774$ (мол.)
$y_w = 0,016824$ (мол.)
$y_f^* = 0,999$ (мол.)
$y_p = 0,999$ (мол.)

Таблиця 8.2 - Залежність складу суміші (нітролеум-ортофосфорна кислота) 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

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

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

Середня густина, кг/м^3

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

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

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

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

Середня в'язкість

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

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

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

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

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

$\mu_B = 0,5$ спз – в'язкість висококиплячого компонента при середній температурі

$$t_{Xcp} = 66,75^{\circ}\text{C} \quad [14]$$

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

$$\mu_{Xcp} = 0,4023 \text{спз} = 0,4023 \text{мПас} = 0,4023 \cdot 10^{-3} \text{Па} \cdot \text{с}$$

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

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

$$70\% \text{ азотної кислоти} - \sigma = 1,46 \cdot 10^3 \text{ Н/м}$$

$$\text{Нітролеума} - \sigma = 18 \cdot 10^3 \text{ Н/м}$$

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, $^{\circ}\text{C}$

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

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

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

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

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

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

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

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

Середня молекулярна маса

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

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

Середня густина, $\text{кг}/\text{м}^3$

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

T – середня температура по колоні, $^{\circ}\text{K}$

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

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

$T_0 = 273^0\text{K}$ - точка плавлення льоду;

$P_0 = 1 \text{ кгс/см}^2$ - нормальний атмосферний тиск;

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

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

$$\rho_{ycp} = \frac{66,23 \cdot 10100 \cdot 273}{22,4 \cdot 1 \cdot 10100 \cdot 341,75} = 2,361 \text{ кг/м}^3$$

9 Матеріальний баланс колони

Потужність виробництва 8000 т/рік; $8000000\text{кг}:8000\text{год}=1000\text{ кг/год}$.

Вміст суміші нітролеум-ортофосфорна кислота:

N_2O_4 – 25%

HNO_3 – 70%

H_2O – 3%

H_3PO_4 – 2%

Вихідна суміш 1000 кг/год:

N_2O_4 – 250кг/год

HNO_3 – 700 кг/год

H_2O – 30 кг/год

H_3PO_4 – 20 кг/год

Дистилят 835 кг:

N_2O_4 – 250 кг/год

HNO_3 – 585 кг/год

Кубовий залишок 165 кг/год:

HNO_3 – 115 кг/год

H_2O – 30 кг/год

H_3PO_4 – 20 кг/год

Перевірка матеріального балансу:

$1000\text{ кг/год} = 835\text{ кг/год} + 165\text{ кг/год}$;

$1000\text{ кг/год} = 1000\text{ кг/год}$ - Вірно.

Оптимальне флегмове число повинно бути втричі більше за кількість відбираемого дистиляту. $R_{\text{опт}}=3,5$.

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

По рідкій фазі

Середня мольна концентрація в нижній частині колони

$$X_{cp^H} = \frac{X_W + X_F}{2} \quad (42)$$

$$X_{cp^H} = \frac{0.494 + 0.708}{2} = 0,601$$

Середня мольна концентрація у верхній частині колони

$$X_{cp}^B = \frac{X_F + X_P}{2} \quad (43)$$

$$X_{cp}^B = \frac{0.708 + 0.774}{2} = 0,741$$

Середня мольна концентрація по колоні

$$X_{cp} = \frac{X_{cp}^H + X_{cp}^B}{2} \quad (44)$$

$$X_{cp} = \frac{0.601 + 0.741}{2} = 0,671$$

Середня масова концентрація по колоні

$$a_{cp} = \frac{X_{cp} \cdot M_a}{X_{cp} \cdot M_a + (1 - X_{cp}) \cdot M_b} \quad (45)$$

$$a_{cp} = \frac{0,671 \cdot 71.7}{0,671 \cdot 71.7 + (1 - 0,671) \cdot 49.5} = 0.74$$

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-ортофосфорна кислота» при 10000 Па (абс.) за даними таблиці 8.

Таблиця 9 - Мольні концентрації

$x_w = 0,494$ (мол.)
$x_f = 0,708$ (мол.)
$x_p = 0,774$ (мол.)
$y_w = 0,016824$ (мол.)
$y_f^* = 0,999$ (мол.)
$y_p = 0,999$ (мол.)

Таблиця 9.1 - 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 дистиляту, °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

$$t_{Xcp}^H = \frac{t_{XW} + t_{XF}}{2} \quad (46)$$

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

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

$$t_{Xcp}^B = \frac{t_{XF} + t_{XP}}{2} \quad (47)$$

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

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

$$t_{Xcp}^B = \frac{t_{Xcp}^H + t_{Xcp}^B}{2} \quad (48)$$

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

Середня молекулярна маса

$$M_{Xcp} = M_a \cdot X_{cp} + M_b \cdot (1 - X_{cp}) \quad (49)$$

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

Середня густина, $\text{кг}/\text{м}^3$

$$\rho_{Xcp} = \frac{\rho_a \cdot \rho_b}{\rho_b \cdot a_{cp} + \rho_a \cdot (1 - a_{cp})} \quad (50)$$

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

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

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

Середня в'язкість

$$\lg \mu_{Xcp} = X_{cp} \cdot \lg \mu_a + (1 - X_{cp}) \cdot \lg \mu_b \quad (51)$$

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

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

$\mu_a = 0,39 \text{ спз}$ – в'язкість низькокиплячого компонента при середній температурі $t_{Xcp} = 66,75 \text{ } ^\circ\text{C}$

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

температурі $t_{X_{cp}} = 66,75^{\circ}\text{C}$ [14]

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

$$\mu_{X_{cp}} = 0,4023 \text{спз} = 0,4023 \text{мПас} = 0,4023 \cdot 10^{-3} \text{Па} \cdot \text{с}$$

Середня поверхня натягу, дин/см

$$\sigma_{cp} = \sigma_a \cdot X_{cp} + \sigma_g \cdot (1 - X_{cp}) \quad (52)$$

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

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

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

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.

$$Y_{cp}^H = \frac{Y_W + Y_F}{2} \quad (53)$$

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

Середня мольна концентрація у верхній частині колони, мол.

$$Y_{cp}^B = \frac{Y_F + Y_P}{2} \quad (54)$$

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

Середня мольна концентрація по колоні, мол.

$$Y_{cp} = \frac{Y_{cp}^H + Y_{cp}^B}{2} \quad (55)$$

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

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

$$t_{Ycp}^H = \frac{t_{YW} + t_{YF}}{2} \quad (56)$$

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

Середня температура у верхній частині колони, °C

$$t_{Ycp}^B = \frac{t_{YF} + t_{YP}}{2} \quad (57)$$

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

Середня температура по колоні, °C

$$t_{Ycp} = \frac{t_{Ycp}^H + t_{Ycp}^B}{2} \quad (58)$$

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

Середня молекулярна маса

$$M_{Ycp} = M_a \cdot Y_{cp} + M_g \cdot (1 - Y_{cp}) \quad (59)$$

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

Середня густина, кг/м^3

$$\rho_{Ycp} = \frac{M_{Ycp} \cdot p \cdot T_o}{22,4 \cdot p_o \cdot T} \quad (60)$$

T - середня температура по колоні, $^\circ\text{K}$

$$F = \frac{V}{w} \quad (61)$$

$$T = t_{Ycp} + T_o \quad (62)$$

$T_o = 273^\circ\text{K}$ - точка плавлення льоду;

$P_o = 1 \text{ кгс/см}^2$ - нормальний атмосферний тиск;

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

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

$$\rho_{Ycp} = \frac{66,23 \cdot 10100 \cdot 273}{22,4 \cdot 1 \cdot 10100 \cdot 341,75} = 2,361 \text{ кг/м}^3$$

10 Визначення основних геометричних параметрів колони

Діаметр колони

$$D_K = \sqrt{\frac{V_Y}{0,785 \cdot \omega_Y}} \quad (63)$$

V_Y - об'ємна витрата пари, м³/сек

ω_Y - швидкість пари, віднесена до повного перерізу колони, м/сек

$$V_Y = \frac{G_Y}{\rho_{Ycp}} \quad (64)$$

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

$$G_Y = G_P (R_{onm} + 1) \quad (65)$$

$$G_Y = 0,276 \cdot (2,979 + 1)$$

$$G_Y = 1,098, \text{ кг/сек}$$

$$V_{Ycp} = \frac{1,098}{2,361} = 0,4651, \text{ м}^3/\text{сек}$$

Рекомендована швидкість пари у колоні $W = 1,4 \text{ м/с}$

$$0,785D^2 = \frac{V}{w} \quad (66)$$

$$D = \sqrt{\frac{V}{0,785 \cdot w}} \quad (67)$$

$$D = \sqrt{\frac{0,4651}{0,785 \cdot 1,4}} = 0,650 \text{ м}$$

Приймаємо діаметр колони $D = 0,8 \text{ м}$ за стандартним значенням, тоді швидкість пари, що розраховується на повний переріз колони, буде складати

$$w = \frac{V}{0,785 \cdot D^2} = \frac{0,4651}{0,785 \cdot 0,8^2} = 0,925 \text{ м/с}$$

Висоту колони визначаємо за рівнянням

$$H = (n - 1) \cdot h + H_{сеп} + H_{куб} = (20 - 1) \cdot 0,5 + 0,8 + 2,0 = 12,3 \text{ м.}$$

11 Матеріал колони

Для колони ректифікації вибираємо матеріал в залежності від фізико-хімічних властивостей речовини, яка приймає участь у процесі ректифікації.

Сталь 02X8H22C6 (EP794) корозійностійка жароміцна аустенітного класу.

Сталь 02X8H22C6 (EP794) застосовується: для виготовлення зварного хімічного обладнання, що працює під впливом концентрованої азотної кислоти при високих температурах (85% -ва концентрація і вище при температурі до 100 °С). Сталь виплавляється тільки спеціальними методами - Ш, ПД, ВД. [15]

Таблиця 11 - Хімічний склад у %

НТД	C	S	P	Mn	Cr	Si	Ni	Fe
ТУ 14-1-3812-84, ТУ 14-3-1024-81	≤0,020	≤0,020	≤0,030	≤0,60	7,50-10,00	5,40-6,70	21,0-23,0	Ост.

По ТУ 14-3-1024-81, ТУ 14-1-3812-84 хімічний склад наведено для сталі марки 02X8H22C6 (EP794).

02X8H22C6 (EP794) має у складі: C=0.02%, Cr=8%, Ni=22%, Si=6%.

Таблиця 11.1 - Механічні властивості при 20°C

Переріз (мм)	t випроб. (°C)	t відпуски (°C)	σ_T $\sigma_{0,2}$ (МПа)	σ_B (МПа)	δ_5 (%)	δ_4	δ	δ_{10}	ψ (%)	КСУ (кДж/м ²)	HRC	HRB	HV	HSh
Сортовий прокат гарячекатаний і кований по СТП 26.260.484-2004. Закалка у воду з 1050-1070°C														
Зразок			≥200	≥540	≥40									
Труби холоднодеформовані і теплодеформіровані в стані поставки по ТУ 14-3-1024-81														
Зразок			≥196	≥588	≥35									
Технологічні властивості														

Особливості термічної обробки. Вироби зі сталі піддають гарту в воду з 1050 ° С. Час витримки при нагріванні під загартування для виробів з товщиною стінки до 10 мм - 30 хв, понад 10 мм - 20 хв + 1 хв на 1 мм максимальної товщини.

Позначення

Механічні властивості:

σ_B - Межа короткочасної міцності, [МПа]

σ_T - Межа плинності, [МПа]

$\sigma_{0,2}$ - Межа пропорційності (допуск на залишкову деформацію - 0,2%), [МПа]

δ_5 - Відносне подовження при розриві, [%]

ψ - Відносне звуження, [%]

КСУ - ударна в'язкість, [кДж / м²]

НВ - Твердість по Брінеллю, [МПа]

HV - твердість по Віккерсу, [МПа]

HSh - Твердість по Шору, [МПа]

12 Розрахунок вільного перерізу тарілки провального типу $D = 0,8$ м

Визначаємо вільний переріз тарілок провального типу в колонні $D = 0,8$ м

Розрахунок проводиться за формулою (7)

$$\lg\left(\frac{Y}{T^{0,5}}\right) = 0,0751 - 1,68 \cdot X$$

$$X = \left(\frac{G_p}{G_n}\right)^{1/4} \cdot \left(\frac{\rho_z}{\rho_p}\right)^{1/8} \quad (68)$$

$$Y = \frac{w^2}{g \cdot d_0 \cdot f^2} \cdot \frac{\rho_z}{\rho_p} \cdot \left(\frac{\mu_p}{\mu_g}\right)^{0,16} \quad (69)$$

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

$$G_{\text{рід}} = G_{\text{рід}} = (G_{\text{ф}} + G_{\text{н}})/2$$

$$G_{\text{рід}} = (3952,8 + 5338,8)/2 = 1,29 \text{ кг/сек}$$

$$G_{\text{п}} = G_{\text{г}} = 1,098 \text{ кг/сек}$$

$G_{\text{ф}}$ – кількість флегми, кг/год;

$G_{\text{г}}$ – кількість вихідної суміші, кг/год;

$G_{\text{н}}$ – кількість рідини, що проходить крізь низ колони, кг/год;

$\rho_{\text{рід}}$ і $\rho_{\text{п}}$ – 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;

$\mu_{\text{рід}}$ – в'язкість рідини, Па·с;

$\mu_{\text{г}}$ – в'язкість 70% азотної кислоти при 20°, Па·с;

V – витрата пари, м³/с;

a, B – коефіцієнти;

L – щільність зрошення, м³/(м² год);

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

$$G_w = G_f - G_p \quad (70)$$

$$G_w = 0,385 - 0,276 = 0,109 \text{ кг/с}$$

$$V = 0,4651 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$a = -1,68;$$

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

$$L = G_p / S \quad (71)$$

$$L = 2979 / (1413 \cdot 0,5024) = 4,2 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ год})$$

Розрахунок кількості флегми

$$R = (F - G_p) \quad (72)$$

$$R \cdot G_p = F - G_p \quad (73)$$

$$R \cdot G_p + G_p = G_\phi \quad (74)$$

$$2,979 \cdot 0,276 + 0,276 = 1,098 \text{ кг/с}$$

Кількість флегми, кг/год ;

$$G_\phi = 1,098 \text{ кг/с} = 3952,8 \text{ кг/год}$$

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

$$G_n = G_\phi + G_f \quad (75)$$

де G_f – кількість вихідної суміші, кг/год ;

$$G_f = 0,239 \text{ кг/сек}$$

$$G_n = 1,098 + 0,385 = 1,483 \text{ кг/с} = 5338,8 \text{ кг/год}$$

Розраховуємо вагові швидкості рідини, кг/год ;

$$G_{\text{рід}} = (G_\phi + G_n) / 2 \quad (76)$$

$$G_{\text{рід}} = (3952,8 + 5338,8) / 2 = 4645,8 \text{ кг/год}$$

Визначаємо розрахункові параметри

Вагова швидкість рідини розраховується за рівнянням

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

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

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 $w = 1,4 \text{ м/с}$

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° , $\text{Па}\cdot\text{с}$;

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

$$Y = \frac{1,4^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,06^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 6,55$$

T – коефіцієнт, який розраховується за формулою

$$T = \frac{\sum \Pi}{D}, \quad (77)$$

де

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

$$\sum \Pi = \Pi \cdot n \quad (78)$$

де Π – периметр отворів, м

$$\Pi = \pi \cdot d_0 \quad (79)$$

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

Розраховуємо площу всіх отворів, м^2

$$S_0 = S \cdot f, \quad (80)$$

де – S площа колони, м^2

$$S = 0,785 \cdot D^2 \quad (81)$$

$$S = 0,785 D^2 = 0,785 \cdot 0,8^2 = 0,5024 \text{ м}^2$$

$$S_0 = 0,5024 \cdot 0,06 = 0,030, \text{ м}^2$$

Розраховуємо площу одного отвору, м^2

$$S'_0 = \pi \cdot R^2 \quad (82)$$

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

Розраховуємо кількість отворів на тарілці, шт.

$$n = \frac{S_0}{S'_0} \quad (83)$$

$$n = \frac{0,030}{0,00011} = 272 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,038 \cdot 272 = 10,336 \text{ м}$$

$$T = \frac{10,336}{0,8} = 12,92$$

За рівнянням (47) розраховуємо x

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

$$X = \left(\frac{3952,8}{5338,8} \right)^{1/4} \cdot \left(\frac{2,361}{1497} \right)^{1/8} = 0,42$$

$$Lg(6,55/12,92^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,42$$

$$0,26 = -0,6305$$

$$\Delta = 0,89$$

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

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

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

$$Y = \frac{1,4^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,08^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 3,75$$

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (77)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (78)

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

За формулою (80) розраховуємо площу всіх отворів, m^2

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_0 = 0,5024 \cdot 0,08 = 0,040192, m^2$$

За формулою (73) розраховуємо кількість отворів на тарілці, шт.

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

$$n = \frac{S_0}{S'_0} = \frac{0,040192}{0,00011} = 366 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,038 \cdot 366 = 14 \text{ м}$$

$$T = \frac{14}{0,8} = 17,5$$

$$\begin{aligned} Lg(3,75/17,5^{0,5}) &= 0,0751 - 1,68 \cdot 0,42 \\ &= -0,0477 = -0,6305 \\ \Delta &= 0,5828 \end{aligned}$$

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

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

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

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

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (77)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (78)

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

За формулою (80) розраховуємо площу всіх отворів, м^2

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_0 = 0,5024 \cdot 0,1 = 0,05024, \text{ м}^2$$

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

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

$$n = \frac{S_0}{S'_0} = \frac{0,05024}{0,00011} = 456,72 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,038 \cdot 456,72 = 17,35 \text{ м}$$

$$T = \frac{17,35}{0,8} = 21,69$$

$$\begin{aligned} Lg(2,4/21,69^{0,5}) &= 0,0751 - 1,68 \cdot 0,42 \\ &= -0,2879 = -0,6305 \\ \Delta &= 0,3426 \end{aligned}$$

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

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

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

$$Y = \frac{1,4^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,16^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 0,937$$

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (77)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (78)

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

За формулою (80) розраховуємо площу всіх отворів, m^2

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_0 = 0,5024 \cdot 0,16 = 0,0803, m^2$$

За формулою (83) розраховуємо кількість отворів на тарілці, шт.

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

$$n = \frac{S_0}{S'_0} = \frac{0,0803}{0,00011} = 730,76 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,038 \cdot 730,76 = 27,769 \text{ м}$$

$$T = \frac{27,769}{0,8} = 34,71$$

$$Lg(0,937 / 34,71^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,368$$

$$-0,7984 = -0,6305$$

$$\Delta = 0,1679$$

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

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

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

$$Y = \frac{1,4^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,2^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 0,6$$

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (77)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (78)

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

За формулою (80) розраховуємо площу всіх отворів, m^2

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_0 = 0,5024 \cdot 0,2 = 0,10048, m^2$$

За формулою (83) розраховуємо кількість отворів на тарілці, шт.

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

$$n = \frac{0,010048}{0,00011} = 913,45 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,038 \cdot 913,45 = 34,711 \text{ м}$$

$$T = \frac{34,711}{0,8} = 43,389$$

$$\text{Lg}(0,6 / 43,389^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,42$$

$$-1,040 = -0,6305$$

$$\Delta = 0,41$$

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

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

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

$$Y = \frac{1,4^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,25^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 0,384$$

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (77)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (78)

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

За формулою (80) розраховуємо площу всіх отворів, м²

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_0 = 0,5024 \cdot 0,25 = 0,1256, \text{ м}^2$$

За формулою (83) розраховуємо кількість отворів на тарілці, шт.

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

$$n = \frac{0,1256}{0,00011} = 1141,81 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,038 \cdot 1141,81 = 43,38 \text{ м}$$

$$T = \frac{43,38}{0,8} = 54,23$$

$$\text{Lg}(0,384 / 54,23^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,42$$

$$-1,2839 = -0,6305$$

$$\Delta = 0,6534$$

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

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

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

$$Y = \frac{1,4^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,3^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 0,266$$

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (77)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (78)

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

За формулою (80) розраховуємо площу всіх отворів, м²

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_0 = 0,5024 \cdot 0,3 = 0,15072, \text{ м}^2$$

За формулою (83) розраховуємо кількість отворів на тарілці, шт.

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

$$n = \frac{0,15072}{0,00011} = 1370,18 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,038 \cdot 1370,18 = 52,066 \text{ м}$$

$$T = \frac{52,066}{0,8} = 65,083$$

$$Lg(0,266 / 65,083^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,42$$

$$-1,481 = -0,6305$$

$$\Delta = 0,851$$

Таблиця 12 - Залежність величин Δ від вільного перетину f

f	0,06	0,08	0,1	0,16	0,2	0,25	0,3
Δ	0,89	0,5828	0,3426	0,1679	0,41	0,6534	0,851

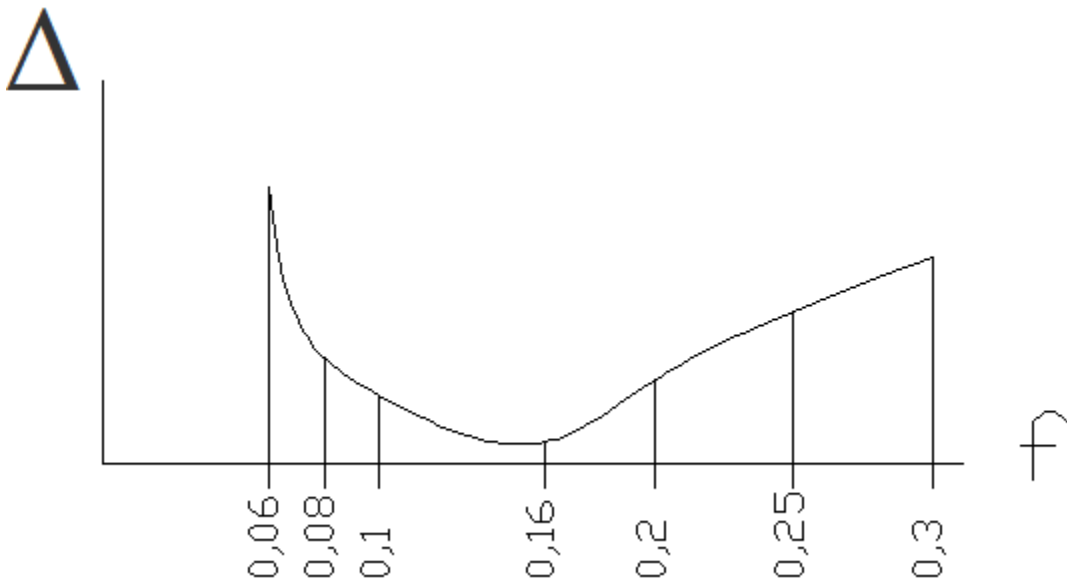


Рисунок 12 - Графік залежності Δ від вільного перетину f

Величина Δ є мінімальною на графіку у точці, яка відповідає вільному перетину $f=0,16\%$, тому для колони з діаметром $D=0,8\text{м}$ вибираємо тарілки з вільним перетином $f=0,16\%$.

Визначаємо кількість отворів тарілки:

$$f = \frac{n_{\text{отв}} \cdot S_{\text{отв}}}{S} = \frac{n \cdot 0,5024 \cdot 0,012^2}{0,785^2} = 0,16;$$

$$n = \frac{0,5024^2 \cdot 0,16}{0,012^2} = 281 \text{ шт}$$

13 Розрахунок вільного перерізу тарілки провального типу $D = 0,057\text{м}$

Приймаємо діаметр колони $D = 0,057\text{ м}$. та рекомендована швидкість пари у колоні $W = 1,4\text{ м/с}$

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

тоді

$$V = w \cdot 0,785 D^2 = 1,4 \cdot 0,785 \cdot 0,057^2 = 0,0035\text{ м}^3/\text{с}$$

$$G_n = V \cdot \rho_n$$

$$G_n = 0,0035 \cdot 2,361 = 0,0082\text{ кг/с}$$

Приймаємо щільність зрошування

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

тоді кількість рідини в модельній колоні

$$G_p = L \cdot S$$

$$G_p = 4,2 \cdot 0,00255 = 0,01071\text{ кг/с}$$

$$\rho_p = 1497\text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_n = 2,361\text{ кг/м}^3;$$

$$g = 9,81\text{ м/с}^2;$$

$$d_0 = 0,012\text{ м};$$

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

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

$$V = 0,0012\text{ м}^3/\text{с};$$

$$a = -1,68;$$

$$B = 1,188;$$

$$D = 0,057\text{ м};$$

Розраховуємо витрату пари, кг/с

$$V_n = S \cdot W$$

$$V_n = 0,00255 \cdot 1,4 = 0,0035\text{ кг/с}$$

$$V_n = 0,0035\text{ кг/с}$$

Розраховуємо витрату рідини, кг/с

$$V_p = L \cdot S$$

$$V_p = 4,2 \cdot 0,00255 = 0,01071$$

$$V_p = 0,01071 \text{ кг/с}$$

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

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

де w – декомендована швидкість пари у колоні

$$w = 1,4$$

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

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

$$Y = \frac{1,4^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,06^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 6,56$$

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (77)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (758)

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

За формулою (79) розраховуємо периметр отворів, м

$$\Pi = \pi d_0 = 3,14 \cdot 0,012 = 0,037, \text{ м}$$

За формулою (60) розраховуємо площу всіх отворів, м²

$$S_0 = S \cdot f$$

За формулою (61) розраховуємо 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) розраховуємо 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) розраховуємо кількість отворів на тарілці, шт.

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

$$n = \frac{0,000153}{0,00011} = 1,4 \approx 2 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,037 \cdot 2 = 0,074 \text{ м}$$

$$T = \frac{0,074}{0,057} = 1,3$$

X – комплекс нанесений на осі абсцис

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

$$X = \left(\frac{0,0107}{0,0082} \right)^{1/4} \cdot \left(\frac{2,361}{1497} \right)^{1/8} = 0,4768$$

$$Lg(6,56 / 1,3^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,4768$$

$$0,759 = -0,7259$$

$$1,4849$$

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

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

де Y – комплекс нанесений на осі ординат

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

$$Y = \frac{1,4^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,08^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 3,94$$

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (77)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (78)

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

За формулою (60) розраховуємо 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) розраховуємо кількість отворів на тарілці, шт.

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

$$n = \frac{0,000204}{0,00011} = 1,85 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,037 \cdot 1,85 = 0,07 \text{ м}$$

$$T = \frac{0,07}{0,057} = 1,22$$

$$Lg(3,94 / 1,22^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,4768$$

$$0,552 = -0,7259$$

$$\Delta = 1,2779$$

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

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

$$Y = \frac{1,4^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,1^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 2,51$$

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (77)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (78)

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

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

$$S_0 = S \cdot f$$

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

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

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

$$n = \frac{0,0002551}{0,00011} = 2,31 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,037 \cdot 2,31 = 0,085 \text{ м}$$

$$T = \frac{0,085}{0,057} = 1,5$$

$$Lg(2,51/1,5^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,419$$

$$0,311 = -0,7259$$

$$\Delta = 1,0369$$

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

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

де Y – комплекс нанесений на осі ординат

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

$$Y = \frac{1,4^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,16^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 0,919$$

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (77)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (78)

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

За формулою (60) розраховуємо 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) розраховуємо кількість отворів на тарілці, шт.

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

$$n = \frac{0,00040816}{0,00011} = 3,71 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,037 \cdot 3,71 = 0,14 \text{ м}$$

$$T = \frac{0,14}{0,057} = 2,5$$

$$\text{Lg}(0,919 / 2,5^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,419$$

$$-0,235 = -0,7259$$

$$\Delta = 0,4909$$

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

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

де Y – комплекс нанесений на осі ординат

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

$$Y = \frac{1,4^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,2^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 0,585$$

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (77)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (78)

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

За формулою (60) розраховуємо площу всіх отворів, м²

$$S_0 = S \cdot f$$

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

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

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

$$n = \frac{0,0005102}{0,00011} = 4,63 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,037 \cdot 4,63 = 0,171 \text{ м}$$

$$T = \frac{0,171}{0,057} = 3$$

$$Lg(0,585 / 3^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,419$$

$$-0,471 = -0,7259$$

$$\Delta = 0,2549$$

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

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

$$Y = \frac{1,4^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,25^2} \cdot 2,361 / 1497 \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 0,372$$

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (77)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (78)

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

За формулою (60) розраховуємо 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) розраховуємо кількість отворів на тарілці, шт.

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

$$n = \frac{0,00063775}{0,00011} = 5,8 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,037 \cdot 5,8 = 0,215 \text{ м}$$

$$T = \frac{0,215}{0,057} = 3,78$$

$$Lg(0,372 / 3,78^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,419$$

$$-0,718 = -0,7259$$

$$\Delta = 0,0079$$

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

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

$$Y = \frac{1,4^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,3^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 2,76$$

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (77)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (78)

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

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

$$S_0 = S \cdot f$$

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

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

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

$$n = \frac{0,0007653}{0,00011} = 7 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,037 \cdot 7 = 0,259 \text{ м}$$

$$T = \frac{0,259}{0,057} = 4,54$$

$$Lg(2,76 / 4,54^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,419$$

$$0,112 = -0,7259$$

$$\Delta = 0,8379$$

Таблиця 13 - Залежність величин Δ від вільного перетину f

f	0,06	0,08	0,1	0,16	0,2	0,25	0,3
Δ	1,4849	1,2779	1,0369	0,4909	0,2549	0,0079	0,8379

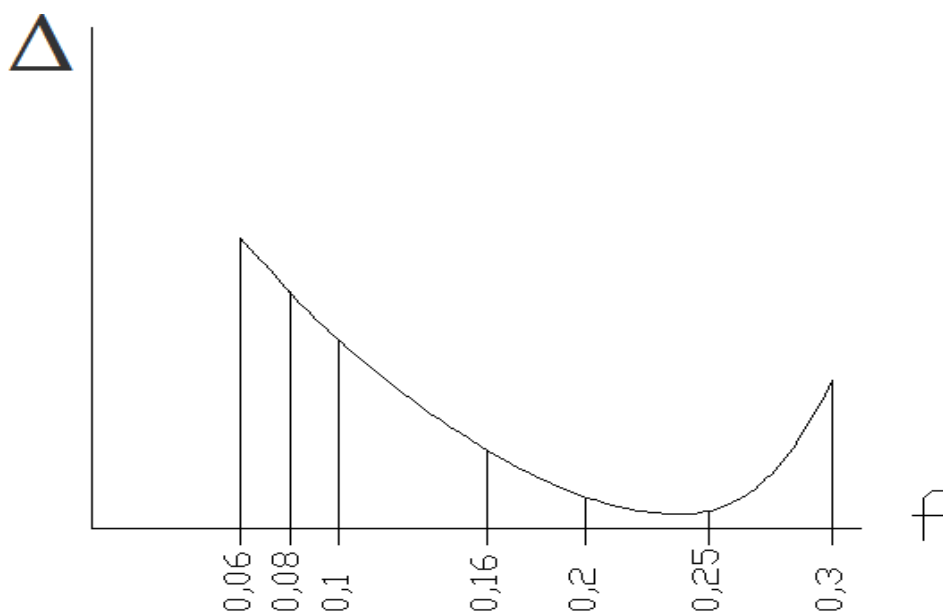


Рисунок 13 - Графік залежності Δ від вільного перетину f

Висновки: проведено гідродинамічне моделювання тарілок провального типу на прикладі розрахунку колони основної ректифікації утилізації нітроолелуму, який вміщує ортфосфорну кислоту потужністю 8000 т/рік при гідродинамічному моделюванні були використанні дослідні данні одержані на колонні діаметром 57 мм на модельній системі вода-повітря.

Величина Δ є мінімальною на графіку у точці, яка відповідає вільному перетину $f=0,25\%$, тому для колони з діаметром $D=0,057$ м вибираємо тарілки з вільним перетином $f=0,25\%$.

14 Техніка безпеки

14.1 Вимоги безпеки під час виконання експериментів.

У лабораторіях кафедри устаткування хімічних підприємств ЗАБОРОНЯЄТЬСЯ:

14.1.1 включати і вимикати випробувальне устаткування без дозволу викладача або інженера кафедри;

14.1.2 торкатися до струмопровідних частин установок, електроприводів, електропроводів і кабелів;

14.1.3 торкатися до рухомих частин випробувальних машин і лабораторних установок;

14.1.4. відгвинчувати, загвинчувати вентилі, рукоятки, маховики, сигнальні лампи, електрозапобіжники лабораторного устаткування;

14.1.5 збірка і розбирання установок, що знаходяться під електронапругою;

14.1.6 залишати працюючі (включені) установки без нагляду;

14.1.7 знаходитися в лабораторіях у верхньому одязі, складати верхній одяг на лабораторному устаткуванні;

14.1.8 захаращувати проходи між лабораторними установками особистими речами (портфелями, сумками);

14.1.9 знімати захищаючі кожухи деталей або електричних пускорегулюючих пристроїв, що обертаються.

14.1.1. у приміщеннях лабораторій забороняється приймати їжу.

14.2 Вимоги безпеки перед початком роботи

14.2.1 перед початком роботи необхідно надіти спецодяг;

14.2.2 перевірити з'єднання електроустаткування з контуром захисного заземлення /занулення/, його справність, полягання інструменту, автоматичних вимикачів, розеток, вилок, освітлення, а також наявність первинних засобів пожежогасіння;

14.2.3 при експлуатації електроустаткування необхідно суворо керуватися

правилами, висловленими в техпаспорті;

14.2.4 при виявленні несправностей електроустаткування, приладів, стендів, захисного заземлення негайно повідомити про це зав. кафедрою або зав.лабораторією.

14.3 Вимоги безпеки під час виконання роботи

14.3.1 студентам дозволяється працювати тільки на справному електроустаткуванні;

14.3.2 відключення від мережі проводити, тільки узявшись за роз'єм, вилку або фішку щоб уникнути короткого замикання і можливого при цьому нещасного випадку /опіку/;

14.3.3 забороняється виймати штепсельні роз'єми, вилки, фішки, узявшись за дрiт;

14.3.4 забороняється працювати на електроустаткуванні у вологому одязі, вологими руками;

14.3.5 забороняється залишати без нагляду, ремонтувати і переносити включене в мережу електроустаткування;

14.3.6 забороняється підключати декілька споживачів електричної енергії до однієї штепсельної розетки щоб уникнути перевантаження електричної мережі і виникнення загоряння;

14.3.7 забороняється заміна запобіжників, що перегоріли, "жучками". Необхідно застосовувати тільки запобіжники заводського виготовлення, що калібруються;

14.3.8 забороняється захарашувати підступи до електричних пристроїв, шафам, автоматичним вимикачам, розеткам, а також відкривати їх;

14.3.9 при раптовому припиненні подачі електроенергії всі вимикачі і важілі повинні бути негайно вимкнені;

14.3.10 не допускається залишати неізолюваними оголені дроти, перенавантажувати електромережу, користуватися розбитими вилками, розетками, вимикачами;

14.3.11 роботи по ремонту апаратури і проведення експериментів на

відкритих схемах з небезпечною для життя напругою виконувати тільки удвох;

14.3.12 робоче місце тримати в сухому і чистому стані;

14.3.13 при виявленні несправностей електроустаткування, вимірювальних приладів, стендів, за відсутності їх заземлення, а також при появі іскріння або характерного запаху перегрітої ізоляції, негайно знеструмити їх і повідомити про це керівника робіт або обслуговуючий персонал;

14.3.14 приступати до роботи дозволяється тільки після усунення помічених несправностей електроустаткування, вимірювальних приладів і стендів.

14.4 Вимоги безпеки після закінчення роботи

14.4.1 після закінчення роботи вимкнути електроприлади, відключити відмережі лабораторні стенди;

14.4.2 вимкнути всі автоматичні вимикачі, відключити подовжувачі мережі

220 V, що використовуються;

14.4.3 один раз в квартал проводити очищення від пилу і бруду за допомогою пилососа або щітки вузлів персональних комп'ютерів;

14.4.4 забороняється проводити очищення від пилу і бруду включене в мережу електроустаткування;

14.4.5 після закінчення роботи зняти спецодяг і помістити його в спеціально відведене місце;

14.4.6 при відході з приміщення необхідно вимкнути всі споживачі електроенергії;

14.4.7 привести в порядок робоче місце;

14.4.8 здати ключі від лабораторії на вахту.

14.4.9 Про знайдені під час роботи і після закінчення роботи несправності і негаразди електроустаткування повідомити керівника занять або обслуговуючий персонал.

Висновки

1. Проведено гідродинамічне моделювання тарілок провального типу. Для утилізації компонентів ракетного палива на основі концентрованих азотних кислот і оксидів азоту, що містять сполуки ортофосфорної кислоти через забруднення навколишнього середовища; виділення шкідливої речовини та проведення утилізації суміші за допомогою ректифікації; проведення гідродинамічного моделювання дірчатих тарілок провального типу.

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 $D = 0,057$ м.

4. Для моделювання швидкості в точці біфуркації необхідно в колоні діаметром $D = 0,8$ м встановити дірчасті тарілки провального типу з вільним перерізом $f = 0,16$, при цьому швидкість розрахована на повний переріз колони складе $w = 1,4$ м/с, і щільність зрошення буде $L = 4,2$ м³/(м² год).

5. Проведені в роботі дослідження підтвердили розрахункові дані. При щільності зрошення $L = 4,2$ м³/(м² год), в колоні діаметром $D = 0,057$ м, швидкість повітря в точці біфуркації склала $w = 1,4$ м/с. Вільний переріз тарілки становив $f = 0,25$.

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 ($D = 0,057$ м.)

Література

1. Зайцев И. Д. Производство соды / Зайцев И. Д. Ткач Г. А., Строев Н. Д.; М.: Химия, 1986. 312 с.
2. 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.
3. 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).
4. 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.
5. 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.
6. 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.
7. Стабников В.Н. «Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных колонн» «Техника», 1970, 208 стр.
8. Зайцев И.Д. Производство соды / Зайцев И.Д. Ткач Г.А., Строев Н.Д.; М.: Химия, 1986. 312 с.
9. 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.
10. 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.
11. 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.
12. Ткач Г. А. Моделирование десорбционных процессов содового

производства / Ткач Г. А., Смоляк В. Д. - Л. : Химия, 1973.

13. Рамм В. М. Абсорбция газов / Рамм В. М. - Изд. 2-е. - М. : Химия, 1976. - 655 с.

14. Лоскутов А. Ю. Введение в синергетику: учеб. рук. / Лоскутов А. Ю., Михайлов А. С. – М.: Наука. Гл. ред. физ.-мат. лит., 1990. 272 с.

15. 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.

16. Зелинский Ю.Г. Кафаров В.В., «Химическая промышленность», 1961, №2.

17. Касаткина А. Г., Дытнерский Ю. И. и др., «Химическая промышленность», 1958, № 3.

18. Касаткин А.Г., Дытнерский Ю. И. и др., Труды МХТИ им. Д. И. Менделеева, вып. XXXIII, 1961.

19. Тараненко Г. В. Гидравлические и массообменные характеристики тарелок провального типа с различным диаметром отверстий: монография. - Луганск: изд-во ВНУ им. В. Даля, 2013. – 174 с.

20. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты, «Химия», М.— Л., 1965.

21. Касаткин А. Г. К расчету колонн с провальными тарелками // Касаткин А. Г., Дытнерский Ю. И., Умаров С. У. – Химическая промышленность. - №3. – 1958. - С. 38 – 45.

22. Взаимодействие газов с жидкостями в пенном режиме / [И.П. Мухленов, Г.А. Ткач, И. Д. Зайцев и др.];– Химическая промышленность. 1983. № 3 С. 38-41.

23. Рузинов Л. П. Статистические методы оптимизации химических процессов – М. Химия, 1972, 200 с.

24. Масштабный переход в химической технологии: разработка промышленных аппаратов методом гидродинамического моделирования / Розен А. М., Мартюшин Е. И., Олевский В. М. [и др.] ; под ред. А. М.Розена.- Химия, 1980. - 320 с