

Зміст

Вступ.....	7
1. Опис тарілкипровального типу	8
1.1 Опис суміші, вибір матеріалу колони для заданої суміші	10
2. Застосування тарілокпровального типу	17
3. Принцип роботипровальнихтарілок.....	22
3.1 Режими роботи тарілокпровального типу	22
3.2 Результати досліджень меж роботи тарілокпровального типу.....	27
4. Розрахунок режимівроботитарілок	32
5. Теорія масштабного ефекту.....	39
6. Опис експериментальних установок для гідравлічних і кінетичних досліджень тарілок провального типу з колонами $D = 0,057$ м та $D = 0,25$ м.....	41
6.1 Опис експериментальної установки з колоною $D = 0,057$ м	41
6.2 Схемалабораторноїустановки.....	42
6.3 Експериментальнедослідження	42
6.4 Опис установки експериментальної з колоною $D = 0,25$ м	43
6.5 Схемалабораторноїустановки.....	44
6.6 Експериментальнедослідження	44
6.7 Пускколони.....	45
6.8 Зупинкаколони	45
7 Експериментальні дані.....	46
8 Розрахунок основних параметрівроботиколони.....	48
8.1 Визначенняфлегмовогочисла	50

8.2	Визначення середніх значень параметрів по колоні, фізико-хімічних і термодинамічних констант фаз	53
8.3	Визначення основних геометричних параметрів колони	59
9	Розрахунок вільного перерізу тарілки провального типу $D = 0,5$ м.....	60
10	Розрахунок вільного перерізу тарілки провального типу $D = 0,057$ м.....	70
	Техніка безпеки	79
	Список літератури	80
	Додатки	

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ

g – прискорення сили тяжіння, м/сек^2

F_c – живе перетин, $\text{м}^2/\text{м}^2$

a – ширина щілини, м

γ_g і $\gamma_{ж}$ – питома вага відповідно газу і рідини, кг/м^3

$\mu_{ж}$ – в'язкість рідини, спз

D – діаметр колони, м

ω – швидкість пара для повного перерізу колони в точці Е, м/сек^2

γ_g і γ_p – питомі ваги газу (пара) і рідини, кг/м^3 ;

g – прискорення сили тяжіння, м/с^2 ;

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

F_c – вільний переріз тарілки, $\text{м}^2/\text{м}^2$;

μ_p – густина рідини, сп ;

$\mu_{в}$ – густина води при 20° , сп .

$G_{ф}$ – кількість флегми, кг/год ;

G_f – кількість вихідної суміши, кг/год ;

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

$\rho_{рід}$ і ρ_n – питомі ваги газу (пара) і рідини, кг/м^3 ;

g – прискорення сили тяжіння, м/с^2 ;

d_0 – діаметр отворів в тарілці, м ;

f – вільний переріз тарілки, $\text{м}^2/\text{м}^2$;

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

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

V – витрата пари, $\text{м}^3/\text{с}$;

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

S – площа колони, м^2

D – внутрішній діаметр колони, м ;

S_0 – площа отвору, м^2 ;

N – кількість отворів, шт;

Вступ

Тарілки провального типу широко застосовуються в хімічній, нафто-хімічній та харчовій промисловостях. [1 – 6]

Тарілки такого типу прості за конструкцією легкі у виготовленні, мають низьку металоємність, що дає можливість зменшити витрати на їх виготовлення. Вони зручні в експлуатації.

Їх доцільно застосовувати на виробництвах з забрудненими середовищами. Це обумовлено тим, що в апаратах можна застосовувати крупно-дірчасті тарілки з діаметром отворів до 120 мм, що дозволяє усунути проблему з можливим забрудненням отворів.

До недоліків тарілок провального типу відносять вузький діапазон їх роботи, однак цей недолік можна усунути, шляхом точної методики розрахунку.

Рішенням цієї задачі і присвячена дана робота.

Розглянемо також коротко задану суміш в роботі, її складові та властивості.

1 Опис тарілки провального типу

За останні роки в хімічній технології для здійснення контакту газу (пари) з рідиною все більше застосування знаходять тарілки провального типу, без спеціальних переливних пристроїв, що значно спрощує конструкцію тарілки, і її площа використовується більш повно.

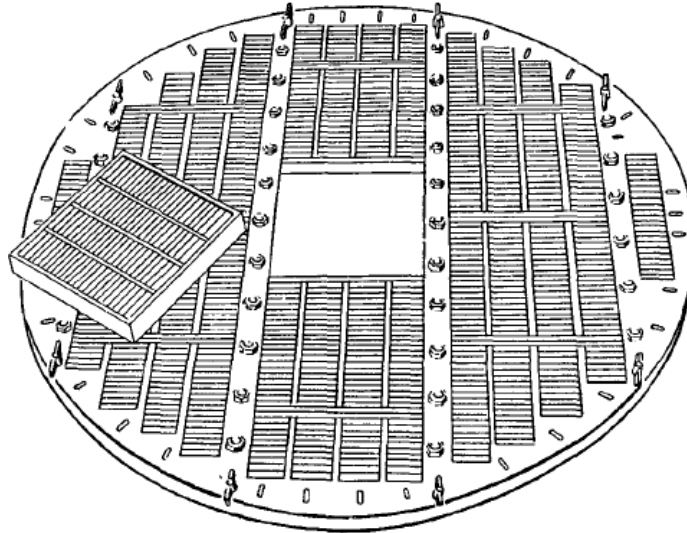


Рис. 1 Решітчаста тарілка [7]

Відмінною особливістю цих тарілок є схема протитоку, завдяки якому відбувається інтенсивне перемішування рідини по всій висоті контактної зони. Газ (пара) і рідина проходять протитечією через одні і ті ж отвори або щілини, при цьому місця стоку рідини і проходу парів випадковим чином переміщуються по всій площі тарілки, в результаті чого на тарілці утворюється дисперсна система, характер якої залежить від ряду факторів: лінійної швидкості газу (пара), геометричних розмірів тарілки, а так само фізичних властивостей фаз.

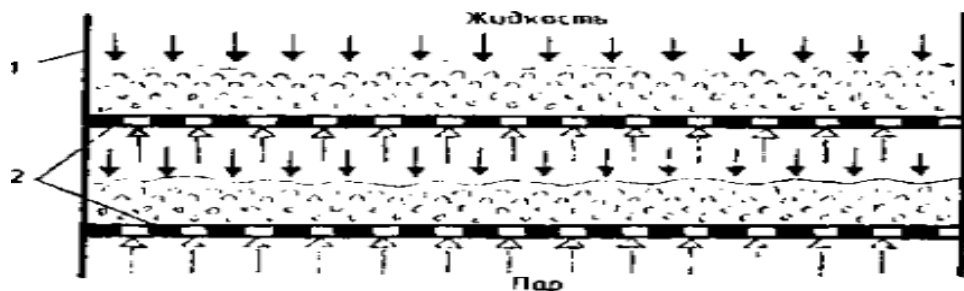


Рис. 2 Схема роботи тарілки провального типу

Колони, обладнані тарілками без переливних пристроїв, що володіють рядом переваг у порівнянні з колонами, в яких встановлені тарілки інших типів: більш високою продуктивністю, стійкою роботою при зміні навантажень в широких межах, більш високою ефективністю поділу, відносно низькою вартості виготовлення і монтажу, меншими експлуатаційними витратами.

Тарілка являє собою плоский лист товщиною 2,5—6 мм, що складається з окремих секцій укріплених на опорному кільці і балках каркаса перекриває весь переріз колони. Щілини тарілок виконуються штампуванням або фрезеруються, ширина щілини 3-8 мм і довжина 60 і 200 мм для проходу парової і рідкої фаз, площа яких становить від 10 до 30% площі всієї тарілки. На суміжних тарілках щілини розташовані взаємно перпендикулярно. Відстань між тарілками приймається від 300 до 600 мм. Тарілки діаметром до 800 мм виготовляються з цілого листа. Тарілки великого діаметру виготовляються з секцій, ширина яких приймається такою, щоб монтаж тарілок здійснювався через люк.

Тарілки не мають спеціальних переливних пристроїв, рідина стікає з тарілки на тарілку через ті ж щілини, через які проходить пар. При нормальній роботі тарілки місця стоку рідини і барботажа пара розташовуються рівномірно по всьому перерізу тарілки. Область стійкої роботи тарілки чутливості до коливань навантаження, а також забруднень і опадом, які швидко забивають отвори тарілки, відповідає таким навантаженням пара і рідини, при яких здійснюється найбільш інтенсивний контакт і висока ефективність поділу.

1.1 Опис заданої суміші, огляд азотної кислоти та її суміші з тетраоксидом діазота

До азотнокислотних окисників відносяться: азотна кислота і її суміші з тетраоксидом діазота (меланж) [1]. Ці окисники були запропоновані ще в 1930-1931г.р. В.П. Глушко. Азотнокислотні окисники є компонентами ракетного палива, що довго зберігаються, мають низьку вартість і широку промислову базу, вони здатні займатися з багатьма пальними.

Азотна кислота і оксиди азоту широко відомі і давно застосовуються в різних галузях техніки. Ресурси азотнокислотних окисників практично не обмежені. Азотна промисловість досить сильно розвинена у багатьох країнах .

По кількості кисню (63,5% від маси хімічно чистої кислоти), що виділяється, і за фізичними властивостями азотна кислота є сильним окисником. Основні недоліки цього окисника - корозійна агресивність і токсичність, а також відносно невисокі енергетичні показники (порівняно з рідким киснем).

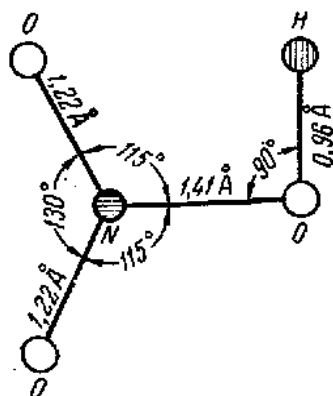
У ракетній техніці використовують два типи азотнокислотних окисників : білу і червону димлячі азотні кислоти. Перша є технічною азотною кислотою з концентрацією HNO_3 не менше 97,4 %, а друга - суміш азотної кислоти з тетраоксидом діазота.

Введення в азотну кислоту тетраоксида діазота (червона димляча кислота) улучшає її властивості як окисника ракетного палива. Так, суміші азотної кислоти і тетраоксида діазота, що містять 15-30% N_2O_4 , мають в порівнянні з азотною кислотою більш високу щільність (до 1600 кг/м³), нижчу температуру замерзання (до - 70°C) і містять нескільки більше активного кисню для окислення горючого; крім того, вони менш агресивні, ніж сама азотна кислота.

Фізико-хімічні властивості компонентів, що входять до складу кислотних меланжів.

Чиста безвода азотна кислота - безбарвна, легкоподвижна рідина з їдким запахом, малостійка, розкладається при звичайних температурах, димить. Вона є сильною одноосновною кислотою, існуючою в трьох агрегатних станах.

Молекула HNO_3 має наступну будову:



Відносна молекулярна маса HNO_3 при 0°C і 101,3 кПа складає 63,016 кг/кмоль, а молярний об'єм пари - 24,58 м³/кмоль.

У газовій фазі молекула HNO_3 є плоскою. Температура кристалізації HNO_3 рівна - 41,58°C. При цій температурі кристали мають білосніжний вигляд. Елементарний осередок кристалічної решітки азотної кислоти містить 16 молекул HNO_3 . Щільність кристалічної HNO_3 1895 кг/м³.

У межах від - 30 до +50°C щільність азотної кислоти можна визначити по рівнянню, запропонованому Г.Л.Антипенко та ін.

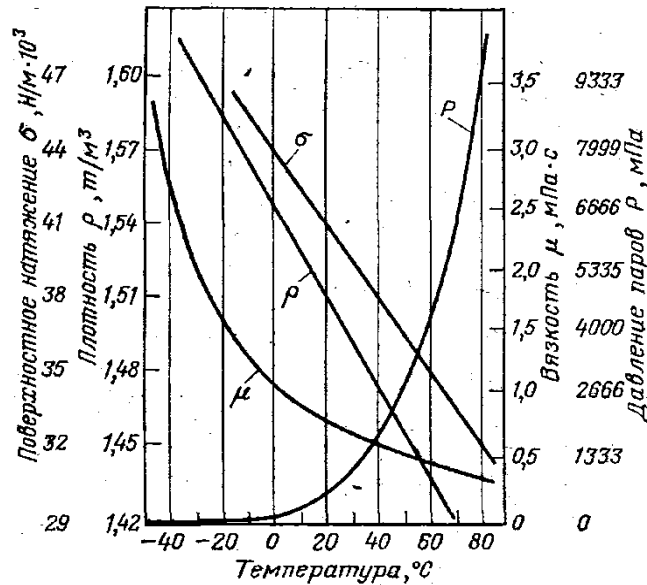
Щільність рідкої HNO_3 збільшується з підвищенням тиску. При 20°C і тиску 0,1; 10,2 і 34,0 МПа вона складає відповідно до 1512,6; 1526,4 і 1547,0 кг/м³.

В'язкість рідкої HNO_3 за нормальних умов складає 1,105 кПа·з, а поверхневе натягнення - 4,356 Н/м. В'язкість і поверхневе натягнення безводої азотної кислоти з підвищенням температури знижується.

Температура кипіння чистої безводої азотної кислоти при атмосферному тиску

складає 82,6°C.

Щільність, в'язкість, тиск пари і поверхневе натягнення рідкої безводної азотної кислоти при різній температурі можуть бути знайдені на рис. 1.1 з робіт



Мал. 1.1. Залежність щільності, в'язкості, тиску пари і поверхневого натягнення

Ректифікація концентрованої HNO_3 проводиться у вакуумі за умови охолодження дистилату нижче точки замерзання. Кислота має вигляд білих кристалів, плавких з утворенням безбарвної рідини, концентрація якої складає 99,95-100%. Ректифікація концентрованої азотної кислоти ведеться при 2-3 об'ємах 100%-ої сірчаної кислоти і температурі 0°C.

В процесі зберігання безводної HNO_3 в закритій посудині через деякий час в ній підвищується тиск, що є наслідком часткового розкладання кислоти. Вводячи в кислоту деяку кількість води і NO_2 , можна зменшити міру розкладання HNO_3 і звести до мінімуму виділення кисню.

Технологічні схеми утилізації кислотного меланжу.

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

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

Найпростішим і ефективнішим способом утилізації некондиційних розчинів є їх безпосереднє розбавлення водою або слабкою азотною кислотою, проведення якого можливе на існуючому промисловому агрегаті виробництва неконцентрованої HNO_3 . З урахуванням отриманих науково-дослідних результатів і технічних рішень розроблена технологічна схема утилізації водних розчинів азотної кислоти і оксидів азоту методом ректифікації.

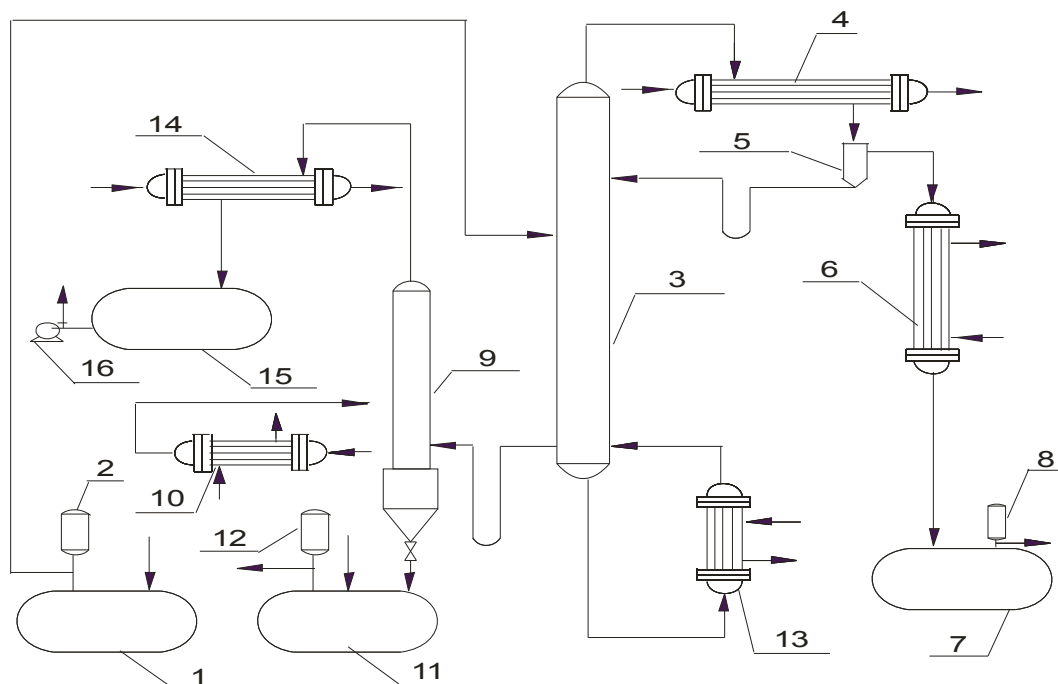


Рис. 5.4. Принципова технологічна схема утилізації розчинів HNO_3 - N_2O_4 - H_2O - I_2 - HIO_3 методом ректифікації: 1 – ємність, 2, 8, 12, 16 – насос; 3 – отбелочная колонна; 4 – головной холодильник; 5 –

сепаратор; 6 – конденсатор; 7, 15 – сборник; 9 – випарной апарат; 10, 13 – кипятильник; 11 – нейтралізатор; 14 – холодильник

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

Нагромаджені кристали йодоватої кислоти, що містять близько 50% водного розчину HNO_3 , з випарного апарату 9 періодично скидають в нейтралізатор 11, який попередньо заповнюють водним розчином кальцинованої соди. Суспензію перемішують насосом 12 і після закінчення нейтралізації вивантажують в транспортний засіб, який відправляють на підприємство, яке виробляє йод і продукти на його основі.

Процес ректифікації йодовмісних водних розчинів азотної кислоти та оксидів азоту є більш енергоємним у порівнянні з їх розведенням і попередніми витяганням йоду за допомогою реагентів. Однак, він не вимагає великих капітальних витрат, так як дозволяє використовувати практично в повному обсязі обладнання цеху виробництва концентрованої HNO_3 методом прямого синтезу, виключає застосування реагентів і при цьому повністю витягувати йод і отримувати очищену від сольових домішок азотну кислоту.

З метою реалізації процесу ректифікації були вивчені фазові рівноваги рідина - пар в системах $\text{HNO}_3 - \text{N}_2\text{O}_4 - \text{H}_2\text{O} - \text{I}_2 - \text{HIO}_3$ і $\text{HNO}_3 - \text{H}_2\text{O} - \text{HIO}_3$ і встановлено вплив компонентів, що знаходяться в рідкій фазі, на вміст йоду в N_2O_4 яке підвищується з ростом концентрації I_2 , H_2O і N_2O_4 . На підставі рівноважних даних розраховані числа теоретичних тарілок при різних флегмовое числах і висоти, еквівалентні теоретичним тарілкам, при різних лінійних швидкостях пара. Технологічні

дослідження процесу ректифікації дозволили уточнити технологічні та гідродинамічні параметри, розробити конструкцію випарного апарату і визначити його розміри.

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

Для суміші нітроолеум-йод потрібно підібрати матеріал з якого буде виготовлений колоний апарат. Ми вибрали сталь 02X8H22C6 (EP794).

Група: Високолеговані сталі аустенітного класу.

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

Застосування сталі 02X8H22C6

Сталь 02X8H22C6 застосовується для виготовлення зварного хімічного устаткування, працюючого під впливом концентрованої азотної кислоти при високих температурах (85%-ная концентрація і вище при температурі до 100 °C). Сталь виплавляють з використанням спеціальних методів виплавки : електрошлакової переплавки, плазмено-дугової і вакуумно-дугової переплавок.

Хімічний склад сталі

C Cr Fe Mn Ni P S Si

≤0,02 7,5-10 Основа ≤0,6 21-23 ≤0,03 ≤0,02 5,4-6,7

Фізичні властивості сталі

Плотность - $7,7 \cdot 10^3$ кг/м³.

Теплопроводность - $0,134 \cdot 10^2$ Вт/(м · К) при 20 °С.

Модуль упругости - $17,8 \cdot 10^4$ Н/мм² при 20 °С.

Корозійна стійкість сталі

02X8H22C6 По ТУ 14-1-3801-84, ТУ 14-1-5076-91 сталь 02X8H22C6 не має бути схильна до міжкристалитної корозії після випробування в киплячому 72%-ном розчині азотної кислоти впродовж 24 ч. Перед випробуванням сталь піддається провокувальному нагріву при 600 °З впродовж 20 мін, охолодження на повітрі.

Технологічні параметри 02X8H22C6

Температурний інтервал гарячої пластичної деформації сталі 02X8H22C6 складає 1150-850 °З, в гарячому і холодному стані сталь добре піддається гнбке, а також штампуванню. Рекомендований режим термічної обробки : загартування з 1050 °З у воді; час нагріву і витримки задають з розрахунку 2 мін/мм товщини напівфабрикату або виробу. Аналогічну обробку застосовують і для зняття наклепання після гарячої і холодної пластичної деформації.

Зварювання сталі 02X8H22C6

Сталь 02X8H22C6 зварюється ручним і автоматичним зварюванням. Для ручного зварювання електродуги використовують електроди марки ОЗЛ- 24 з дротом із сталі 02X17H14C4. Для автоматичного аргонодугової зварювання електродуги і ручної рекомендується дріт із сталі 02X8H22C6. Швидкість корозії зварних з'єднань, виконаних усіма вказаними способами, в 98%-ной HNO₃ при 100 °З складає 0,22 мм/рік. Щоб уникнути виникнення схильності зварних з'єднань до міжкристалитної корозії устаткування після зварювання необхідно піддавати термічній обробці (загартування з 1050 °З у воді)

2 .Застосування тарілок провального типу

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

Гратчасті 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 крупнодирчасті тарілки

Приміром на заводах синтетичного каучуку, була проведена заміна тунельних ковпачкових тарілок на гратчасті з шириною щілини 4 мм. Живий перетин в одній колоні було взято 16,5%, в іншій 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 противоточного трубно-гратчастими і гратчастими контактними елементами. Верхня частина абсорбера забезпечена чотирма противоточними сітчастими тарілками з вільним перетином 0,15–0,25 м²/ м² (15-25% вільного перетину) і однієї типової розподільної тарілкою, призначеної для рівномірного розподілу рідини по всьому перетину апарату.

Противоточна решітчаста тарілка [8], встановлювана ТДС, складається з легкозамінних секцій зі стандартними щілинами 110×15 мм, При цьому вільний перетин противоточних тарілок, встановлюваних в теплообміннику дистиляції, становить 0,25-0,4 м²/м².

Інтенсифікація процесу на противоточних гратчастих тарілках порівняно з процесом на звичайно прийнятих у содової 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 гратчасті 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 газопарорідинних вихорів та струменів з чітко вираженою верхньою межею; вище розташована зона бризок і викидівпіни.

При високих навантаженнях стікають з тарілки струменя також набувають пінно-вихровий характер. Особливістю газопарорідинного 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 газопарожидкостную систему можна назвати турбулентної піною з бульбашковою структурою. Бульбашки утворені, мабуть, десорбируемими газами; швидкість просування цих бульбашок в рідині набагато нижче швидкості парогазового потоку в шарі турбулентної піни. Наявність такої внутрішньої бульбашкової структури і зумовлює спостерігаються аномалії в гідродинаміці парогазорідинних систем аміачно-содового процесу порівняно з системами, що не містять десорбируемих газів. ТДС режим турбулентної піни виникав у момент утворення газопарожидкостного 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 500-600мм.

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

Конструкція дірчастою тарілки подібна до конструкції гратчастої тарілки (їх знімні секції взаємозамінні). Відмінність полягає у формі отворів. Дірчата

тарілка забезпечена отворами діаметром 90-140 мм і має вільний переріз 0,2-0,4 м²/ м².

Застосування отворів великого діаметру якісно змінює роботу дірчастих противоточних елементів порівняно з роботою звичайних одноковпачкових тарілок. Слід зазначити, що дірчасті тарілки за своїми показниками відрізняються від прийнятих у промисловості ситчастих тарілок (з отворами діаметром від 1 до 20 мм) і від противоточних гратчастих тарілок.

Слід зазначити, що зниження навантаження на 30 % і більше від номінальної 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 парогазожидкостная система, що знаходиться на тарілці.

При проведенні десорбції на противоточних 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). Периферійне русло газу перешкоджає відкладенню інкрустацій на кромках отворів. Дірчата противоточна тарілка може працювати без чистки в 2-2,5 рази довше, ніж одноковпачкова тарілка. Особливість дірчастою (як і щілинний) тарілки є простота у виготовленні, при монтажі і експлуатації.

Позитивні результати отримані при використанні ТДС і гратчастої, і дірчастою тарілки. Зверху вниз в апараті встановлюють від двох до восьми гратчастих тарілок, а далі дірчасті. Число дірчастих тарілок внизу апарата встановлюють залежно від очікуваного бризгоуноса із змішувача або дистиллера

У нижній частині ТДС встановлюють не менше двохдірчастих

протivotочних контактних елементів, хоча є дані про тривалої експлуатації ТДС з усіма щілиннимитарілками.

В содової промисловості в тривалій експлуатації знаходилися наступні дистиляційні колони з протivotочними контактними елементами:

діаметром 2,4 м з 11 дирчатими тарілками з 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 дирчатими 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 дирчатими контактними елементами в дистиллеріз вільним перетином 30% і з 8 дирчатими 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 наступнінедоліки:

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 дистиллере 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 брызгоуноса 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; мітарілчаста відстань 500 мм,

висота царги-бази 500 мм. В апараті встановлено 18 дірчастих противоточних тарілок. Між шостою і сьомою тарілками встановлюють відстань 800 мм з метою зниження поздовжнього перемішування в апараті. Верхні три тарілки дистиллера мають вільний перетин 37-40%, решта – 30%. Тарілки встановлені у фланцевих роз'ємах царг з ущільненням гумою.

3 Принцип роботи провальних тарілок

3.1 Режими роботи тарілок провального типу

Важливою характеристикою роботи тарілок провального типу є діапазон їх стійкої роботи. З цією характеристикою пов'язані режими роботи тарілки провального типу, які виникають при збільшенні швидкості газу (пари) в перерізі колони при одній і тій же щільності зрошення.

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

- режим змоченою тарілки (I) існує при малих швидкостях пари (газу). Контакт пари і рідини відбувається на поверхні, що стікають з тарілок крапель і струменів рідини. Цей режим не є робочим;
- барботажний режим (II) спостерігається при збільшенні швидкості пара. На тарілці існує шар світлої рідини, через який барботирует пар і шар піни. При подальшому збільшенні швидкості пара висота шару світлої рідини зменшується, а висота шару піни збільшується;
- режим емульгування або аерації (III) характеризується тим, що шар світлої рідини майже повністю зникає. Натарелке 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 тарілці приходять в хвилеподібний рух; «Захлинання» настає при збільшенні швидкості пара, коли рідина і піна не стікають з тарілки, а викидаються на вищележачу тарілку.

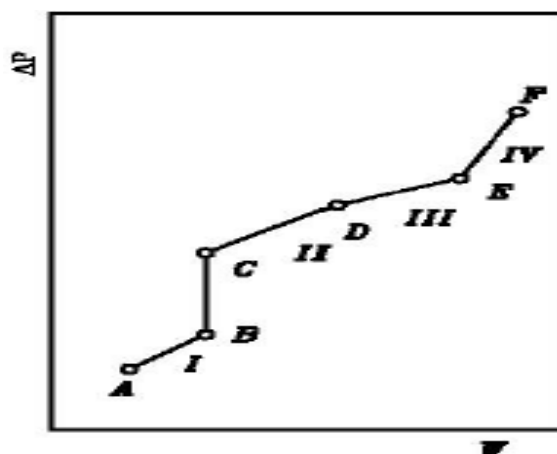


Рис.3. Графік залежності опору тарілок провального типу від швидкості пари:
I – IV – гідродинамічні режими роботи.

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

В роботі [9] наведено графік (рис. 4) залежності гідравлічного опору тарілок провального типу від швидкості газу в перерізі колони. На графіках критичними точками

А і В характеризуються гідродинамічні режими роботи тарілок провального типу.

В роботі зазначається, що при незначних швидкостях газу до моменту, відповідного точці А ($L=\text{const}$), рідина на тарілці не затримується. Зі збільшенням швидкості газу (точка А і вище) відбувається накопичення рідини і видно шар, через який барботируют бульбашки газу. При подальшому збільшенні швидкості газу (від точки А до точки В) шар рідини на тарілці провального типу зменшується і зростає величина спіненого шару. При збільшенні швидкості вище точки В настає захлебування колони. Автори роботи відзначають, що іноді (зазвичай на тарілках з великим вільним перетином) перелом прямої в точці В не виявляється. Однак, при швидкостях вище точці спостерігається утворення нового гідродинамічного

режиму, званого струминним або ежекційним. Цей режим характерний тим, що газові струмені пробивають шар рідини на тарілці, не розсіюючись в ній, а раніше утворилася піна руйнується і рідина знаходиться в стані великих бризок і струменів.

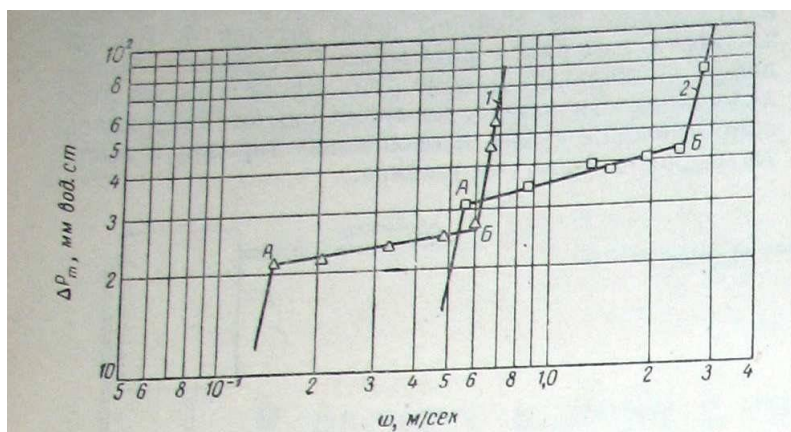


Рис. 4. Залежність гідравлічного опору тарілок ДРт провального типу від швидкості газу w в перерізі колони:
 1 – тарілка решітчаста (діаметр колони 0,24 м, вільний перетин 15%, еквівалентний діаметр щілин 0,006 м, ширина щілини 0,003 м) система: вода – повітря, $L = 10800$ кг/(м²•год); 2 – тарілка дирчата (діаметр колони 0,075 м, вільний перетин 30%, еквівалентний діаметр щілин 0,0046 м $L = 18000$ кг/(м²•год).

В роботі [10] вказується на необхідність визначення меж швидкості газу в перерізі колони, при яких на тарілці провального типу буде існувати пінний режим. Відзначається, що отримана раніше залежність для визначення початку хвильового режиму на ґратчастих тарілках виявилася непринятною, так як 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 аналізується механізм переходу від пінного режиму до хвильовому режиму наступним чином. При певній швидкості газу $w_{г}$ і

постійної щільності зрошення настає перехідний між пінним і хвильовим, режим, при якому збільшення ІН з зростанням $w\tau$ практично дорівнює нулю. Очевидно, що при пінному режимі із збільшенням $w\tau$, частка вільного перетину тарілки $(1 - \tau)$ зайнята газом зростає. При незмінній кількості рідини, що підводиться до тарілки, і зниження частки отворів τ , через які відбувається провал рідини, природно повинна збільшитися швидкість витікання рідини w_i . В іншому випадку повинен був би інтенсивно зростати шар піни на тарілці, що в цей період (перехід від пінного режиму до хвильовому режиму) не спостерігається. Збільшення ж w_i можливо тільки з ростом гребенів хвиль на поверхні шару піни, висота яких Δh викликає витікання рідини. Із збільшенням Δh відбувається уменшення слоя рідини, який затримується на тарілці h_0 . У певний момент збільшення Δh досягає таких розмірів, що починається розгойдування рідини на тарілці, стає вже очевидним хвильовий режим. Величина h_0 досягає при цьому мінімальних значень, тому можливі струменеві прориви газу, збільшується брызгоунос, можливо і зниження ефективності пиловловлення. На нестійкий характер перехідного режиму вказують наступні спостереження при експериментах. При $w\tau > 2,0$ м/с, із зростанням швидкості газу іноді спостерігалось збільшення ІН, що супроводжується закономірним збільшенням шару піни на тарілці, як раптом несподівано без будь-яких змін $w\tau$ і щільності зрошення шар піни зменшувався. Значення ІН падало, виникав яскраво виражений хвильовий режим (рідина починала підкидуватися над тарілкою, а в окремих ділянках тарілка практично оголювалася). Подібна ж картина спостерігалася і у зворотному порядку, при зменшенні $w\tau$ при хвильовому режимі. Очевидно, причина цих явищ у накладенні коливачь, що мають місце в шарі піни. Якщо продовжити розгляд гідродинамічного процесу на тарілці з зростанням $w\tau$, то, очевидно, в подальшому зменшення τ вже не може компенсуватися збільшенням w , починається різке збільшення шару рідини на тарілці і ІН, в кінці кінців приводить дозахлебыванию.

В роботі [10] опубліковані результати гідравлічних досліджень тарілки

провального типу з вільним перетином $f = 20,7\%$, ширина щілини становила $a = 0,00316$ м, товщина тарілки – $\delta = 0,002$ м. Тарілка була встановлена в колоні діаметром $D = 0,114$ м.

Автори роботи [11], розглядаючи режими роботи тарілок провального типу, вказують на відмінність роботи тарілок провального типу з невеликим вільним перетином і з великим вільним перетином ($f \geq 30\%$). Вони пишуть, що на тарілках з великим вільним перетином не можна простежити зміну гідродинамічних режимів із зростанням швидкості газу. Практично аж до точки захлебывання на них утворюється невисокий газорідинної шар з тонкими постійно розриваючимися плівками рідини.

Характерним для роботи подібних тарілок, особливо при високих швидкостях газу в перерізі колони ($w > 1-2$ м/с), є інтенсивний брызгоунос, так як практично відсутня сепаруючий шар газорідинної піни.

В роботі [12] автори також відзначають відмінність роботи тарілок провального типу різного вільного перерізу. Вони відзначають, що на тарілках з великим вільним перетином і значним еквівалентним діаметром отворів ($f \geq 30\%$ і $d_{\text{е}} \geq 0,012$ м для дірчастих або $d_{\text{е}} \geq 0,005$ м для гратчастих тарілок) у всьому діапазоні швидкостей газу існував тільки режим погано структурованої піни. Натарілках з малим вільним перетином і невеликим еквівалентним діаметром отворів ($f < 15\%$, $d_{\text{е}} < 0,006$ м) спостерігається тільки перехідний режим.

В монографії [13] проведено огляд робіт по визначенню режимів роботи тарілок провального типу. Зазначається, що різні дослідники по-різному оцінюють візуальну картину, що спостерігається при тих чи інших режимах на тарілках провального типу, і дають різні назви цим режимам. Зазначається, що перехід від одного режиму до іншого визначається гідродинамічними факторами (швидкостями газу та рідини), а також властивостями фаз і геометрії тарілки.

З розглянутих робіт можна зробити висновок, що різні автори по-різному оцінюють режими роботи тарілок провального типу.

3.2 Результати досліджень меж роботи тарілок провального типу

Визначення меж роботи залежності мінімальної (w_{min}) та максимальної (w_{max}) швидкості 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 1.

Таблиця 1: Геометричні параметри досліджених тарілок провального типу

№ тарілки	Діаметр колони D , м	Вільний перетин	Діаметр отворів d_0 , м
1	0,5	16	0,008
2		25	
3		36	
4	0,4	16	
5		36	
6		56	
7	0,3	16	0,05
8		36	0,008
9		56	
10	0,15	16	0,05
11		16	0,008
12		19	
13		22	
14		25	
15		30	
16		36	
17		46	0,07

За швидкість w_{min} брали швидкість газу при $L = \text{const}$, при якій на тарілці провального типу з'являвся стійкий барботаажний шар. При швидкості w_{max} газорідинний шар на тарілці починав руйнуватися. В колонних діаметром $D = 0,057$ і $0,15$ м газорідинний шар при швидкості, що перевищує w_{max} , починав різко зростати до виходу через верх колони. У колоні $D = 0,5$ 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 $D = 0,5$ м, при великій щільності зрошення. Значення вільних перерізів тарілок і діаметри отворів плато тарілки були близькі для колон різного діаметра.

На рис. 5 і 7 представлена структура барботаажного шару характерна для висоти барботаажного шару до $H \approx 0,1$ м.

Як видно з малюнків, барботаажний шар характеризується однорідною у всіх напрямках комірчастою структурою піни, горизонтальною поверхнею барботаажного шару, висота якої не змінюється в часі, для одних і тих же швидкостей газової і рідкої фаз. Це говорить про те, що в барботаажному шарі сили тяжіння перевищують сили інерції рідини. Можна вважати, що барботаажний 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 барботаажного шару. Вектор швидкості руху рідини має один напрямок – зверху вниз. Так як на газорідинний шар не діють зовнішні сили, а діють тільки сили, в результаті яких він утворений, то таку систему можна назвати, що вона самоорганізується.

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



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



Рис. 6. Робота тарілки провального типу в режимі рухомого газорідного шару: тарілка № 21 (таблиця 10), $L = 13,5 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год})$, $w = 1,44 \text{ м/с}$.



Рис. 7 Робота тарілки провального типу в режимі однорідного барботажного шару: тарілка № 10 (таблиця 10),

$$L = 12,7 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год}), w = 0,72 \text{ м/с}.$$



Рис. 8 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 $H \approx 0,1$ м він втрачає стійкість (рис. 6, 8). Утворюється рухливий газорідний шар, який характеризується відсутністю структурованої комірчастою піни. Вільна

поверхня газорідинного шару криволінійна. Її висота змінюється в часі для одних і тих же швидкостей газової і рідкої фаз має амплітуду і частоту. У газожидкостном шарі наблюдаються флуктуації таких параметрів як гідравлічний опір і висота газорідинного шару, швидкостей руху рідини, які мають хаотичне напрямок. Це говорить про те, що сили інерції рідини в такому газожидкостном 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 самоорганізується ізольованої системи до нерівноважної системи називають біфуркацією [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 $D = 0,5$ м, при w_{\min} з'являвся газорідинний шар, який складався з крапель і плівок рідини з високим газовмістом. Таким чином, в газорідинному 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 $D = 0,5$ 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 $D = 0,5$ 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 тарілки становив $d = 0,008$ м (крім тарілки № 10, таблиця 10, де $d_0 = 0,005$ 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.

У колоні діаметром $D = 0,15$ м, здійснюється якісна зміна структури однорідного барботажного шару в точці біфуркації) і він стає рухомим 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 (гідралічного 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 вільне перетин тарілки, її 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 (гідравлічний опір тарілки і висота газорідного шару) в даній точці набувають певну амплітуду і частоту.

– перехід від режиму однорідного барботажного шару до режиму рухомого газорідного шару відбувається при висоті

газорідного шару $H \approx 0,1$ м для всіх досліджених тарілок

(таблиця 1) і всіх співвідношень витрат газової і рідкої фази в точці біфуркації.

4 Розрахунок режимів роботитарілок

Критичну точку переходу від режиму емульгування до хвильовому режиму (рис 3), знаходять за рівнянням:

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

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

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

L і G – навантаження по рідині і газу, кг/м².сек

Це рівняння дозволяє визначити максимальну допустиму швидкість і вибрати робочу швидкість в колоні.

Аналогічна формула запропонована для точок В-С (підвисання)

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

Для визначення залежності граничних швидкостей в колоні з тарілками провального типу від різних чинників був побудований графік (рис. 10.), аналогічний запропонованому раніше для визначення граничних швидкостей в колонах з масообмінними насадками.

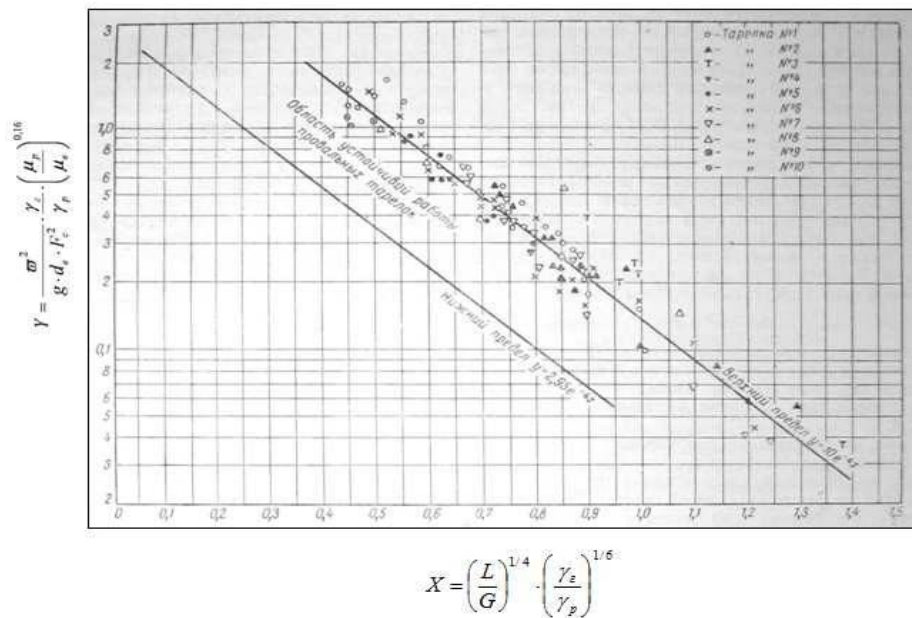


Рис. 10 Залежність граничної швидкості газу (пара) в колонах з тарілками провального типу від відношення вагових швидкостей потоків

На осі абсцис нанесений комплекс

$$X = \left(\frac{L}{G}\right)^{1/4} \cdot \left(\frac{\gamma_g}{\gamma_p}\right)^{1/8}$$

(3)

а на осі ординат комплекс

$$Y = \frac{\sigma^2}{g \cdot d_e \cdot F_c^2} \cdot \frac{\gamma_g}{\gamma_p} \cdot \left(\frac{\mu_p}{\mu_s}\right)^{0,16}$$

де: L і G – вагові швидкості рідини і газу (пара), кг/м²·год;

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.

γ_g і γ_p - питомі ваги газу

Досліджуючи тарілки з живим перерізом, рівним від 0,13 до 0,4 при діаметрі отворів від 3 до 8,4 мм, автори [17, 18] знайшли, що робоча зона тарілок знаходиться між двома прямими лініями.

Для перевірки отриманих результатів на графік були нанесені також дослідні дані інших авторів. Як випливає з графіка, 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 укладаються на одній прямій (у напівлогарифмічних координатах), яка описується рівнянням

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

Таким чином, за рівнянням (5) можна визначити граничну швидкість газу (пари). Проте робоча швидкість має бути вибрана декілька нижчою розрахованої за рівнянням (5), оскільки у виробничих умовах можливе збільшення швидкості вище граничної, що приведе до порушення режиму роботи апарату.

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

У роботі [19] були проведені гідравлічні дослідження роботи тарілок провального типу в широкому діапазоні зміни вільного перерізу тарілок від $f = 16$ до 36% на 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 по рідині змінювалися в межах

$L = 4 - 150 \frac{\text{м}^3}{\text{м}^2 \text{год}}$, швидкість газу в перерізі колони досягала $w = 4$ м/с. Були

також проведені гідравлічні і кінетичні дослідження тарілок провального типу на стенді з колоною $D = 0,3$ м при ректифікації системи нітроолеум-йод. 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 при різних співвідношеннях між газовою і рідкою фазою.

Було встановлено три гідродинамічні режими роботи тарілок провального типу:

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

Режим рівномірного барботажу характеризується однорідною по всіх напрямках структурою чарункуватої піни, горизонтальною вільною поверхнею барботажного шару, висота якої не змінюється в часі для одних і

тих самих швидкостей газової і рідкої фаз. Це говорить про те, що в барботажному шарі сили тяжіння перевищують сили інерції рідини.

При висоті барботажного шару $H = 0,08 - 0,1$ мм настає режим рухомого барботажного шару, який характеризується відсутністю структурованої чарункуватої піни, криволінійною вільною поверхнею барботажного шару. Локальні висоти вільної поверхні барботажного шару змінюються в часі, мають амплітуду і частоту для одних і тих самих швидкостей газової і рідкої фази.

Режим руйнування газорідного шару характеризується руйнуванням барботажного шару.

В роботі експериментально встановлено, що режим рухомого барботажного шару починається при висоті барботажного шару $H = 0,8 - 0,1$ мм, коли 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 робляться 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 по газу і рідині, коли рідинна фаза барботажного шару є суцільною, а газова (парова) – дисперсною;

– початок максимально ефективної роботи тарілок провального типу необхідно вважати тоді, коли настає режим рухомого барботажного шару.

Автори зробили розрахунки з написаних вище рівнянь та отримали результати у вигляді графіків.

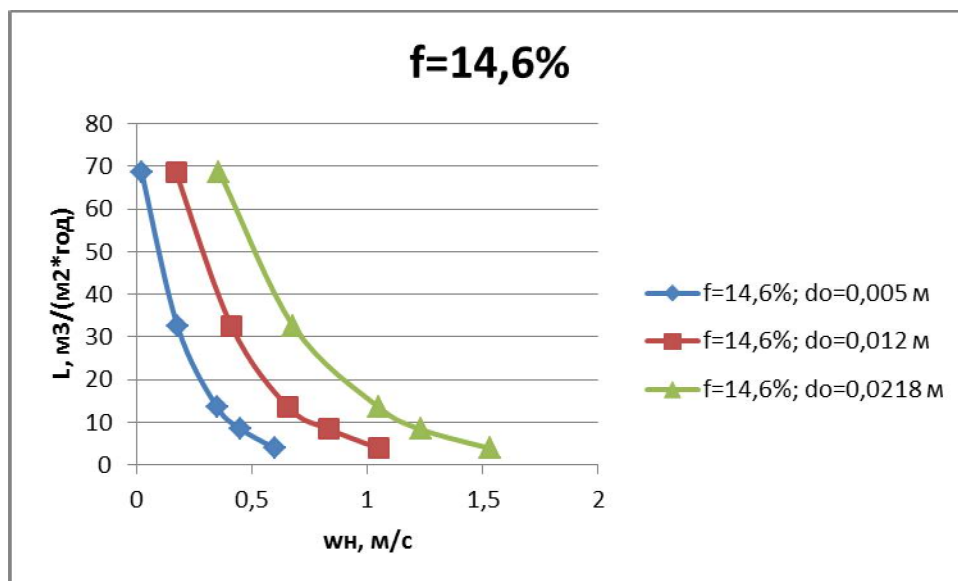


Рис. 11 Залежність $w_H = f(L)$ для тарілок провального типу з вільним перерізом $f = 14,6\%$ і різним діаметром отворів.

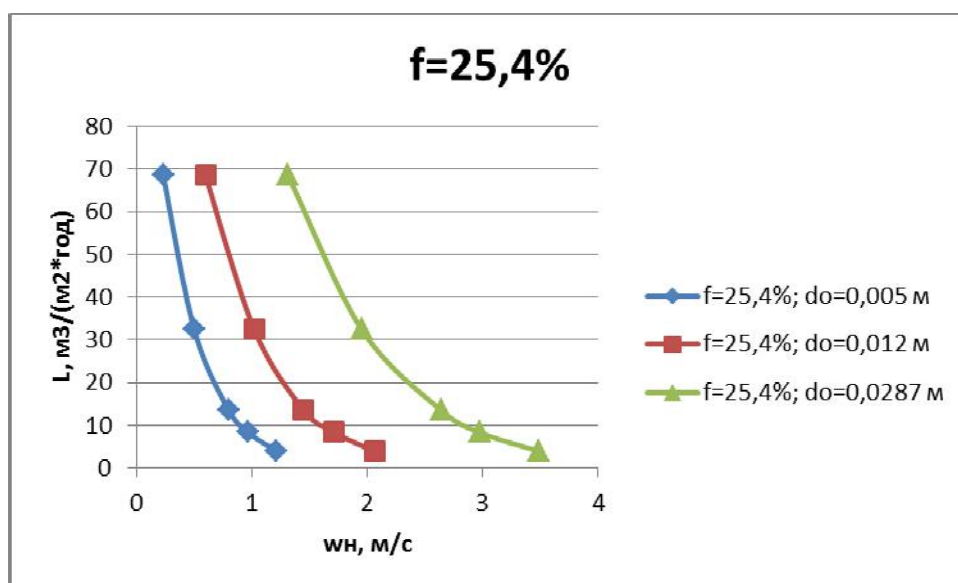


Рис. 12 Залежність $w_H = f(L)$ для тарілок провального типу з вільним перерізом $f = 25,4\%$ і різним діаметром отворів

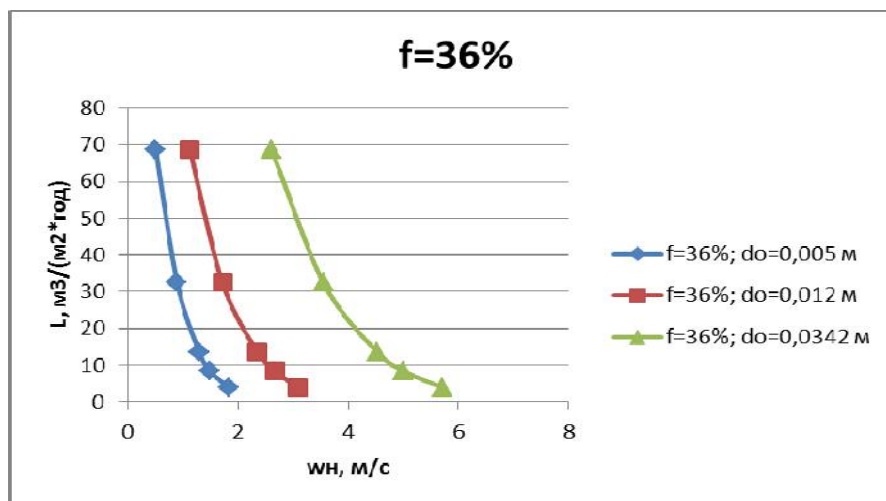


Рис. 13 Залежність $w_H = f(L)$ для тарілок провального типу з вільним перерізом $f = 36\%$ і різним діаметром отворів

За нижню межу роботи тарілок провального типу, на підставі літературних даних [19], приймаємо швидкість газу у перерізі колони, що відповідає початку режиму рухомого барботажного шару на тарілках провального типу (точці біфуркації).

- L – щільність зрошування, м³/(м²·год);
- w_H – швидкість газу в повному перерізі колони, що відповідає нижній межі роботи тарілок провального типу, м/с.

З отриманих графіків, автори зробили наступні висновки:

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

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

3. Для розрахунку $w_H = f(L)$ можна використовувати рівняння (8) з середньою відносною похибкою $A = 9\%$, яка є доброю.

4. Наші експериментальні дані не підтвердили розрахункові дані з цієї роботи. Вони показали значно меншу залежність меж роботи від діаметрів отворів. Тому необхідно провести подальше дослідження на лабораторних установках.

5 Теорія масштабного переходу

За останні роки було сформульовано нову теорію масштабного переходу [24]. Вона виявилася гідродинамічної, зумовленої 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 гідромоделированием, 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 діаметру 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 діаметру 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.

$$\lg\left(\frac{Y}{T^{0.5}}\right) = 0,0751 - 1,68 \cdot X \quad (7)$$

В рівнянні (1) 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 с різноманітними геометричними характеристиками [8].

6.Опис експериментальних установок для гідравлічних і кінетичних досліджень тарілок провального типу з колонами $D = 0,057$ м та $D = 0,25$ м

Для досліджень тарілок провального типу були використані експерименти з колонами різного діаметру: $D = 0,057$ та $D = 0,25$ м

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

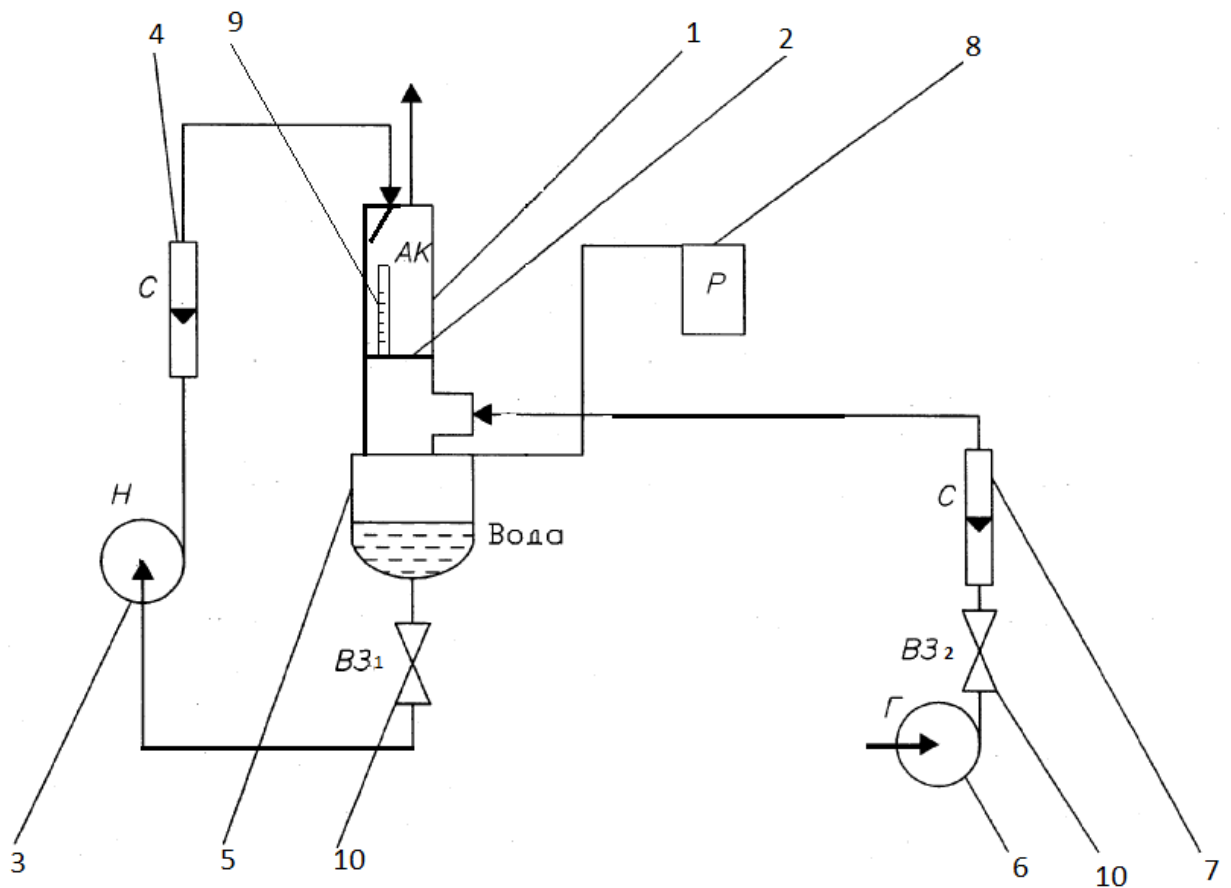


Рис. 14 Схема експериментальної установки для гідравлічних і кінетичних досліджень тарілок провального типу з колоною $D = 0,057$ м:

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

6.2 Схеми лабораторної установки

Установка уявляє собою колону 1, з установленою в ній тарілкою провального типу 2. За допомогою насоса 3 вода подається через вентиль ВЗ₁ та ротаметр 4) у верхню частину колони на внутрішню стінку. Пройшовши через тарілку, вона потрапляє в куб колони 5. Повітря за допомогою газодувки 6 через вентиль ВЗ₂ і ротаметр 7 подається у колону в місці, що розташовано нижче тарілки для забезпечення протитоку й тим самим утворення барботажного шару. Гідравлічний опір вимірюємо манометром 8. Ленійкою 9, вимірюємо висоту піни. Витрати рідини і повітря регулюємо вентилями 10.

6.3 Експериментальне дослідження

Рідина за допомогою насоса 3 подається у верхню частину, по перерізу колони 1, для досягнення більш рівномірного розподілу рідини й тим самим зменшенням гідравлічного опору газу після тарілки рідина подається на стінку колони. Установлюємо по ротаметру 4 витрату рідини, якій 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 й рідини вимірюємо гідравлічний опір дифманометром 8 і висоту піни ленійкою 9. Особливу увагу приділяємо зміні режимів на тарілці: від режиму рівномірного барботажу до режиму не рівномірного газо-рідинного шару.

Гідравлічний опір тарілки вимірюємо за допомогою манометра, вхід якого з'єднаний з точкою відбору гідравлічного тиску, що розташовується під пасообмінною тарілкою. Вихід манометра з'єднаний з атмосферою.

Висоту піни вимірюємо за допомогою сантиметровою лінійки.

Для отримання більш точніших дослідних даних для кожного співвідношення навантажень по газу й рідині проводимо по декілька експериментів, після чого підраховується середня величина для гідравлічного опору та висоти піни.

6.4 Опис установки експериментальної з колоною $D = 0,25\text{м}$:

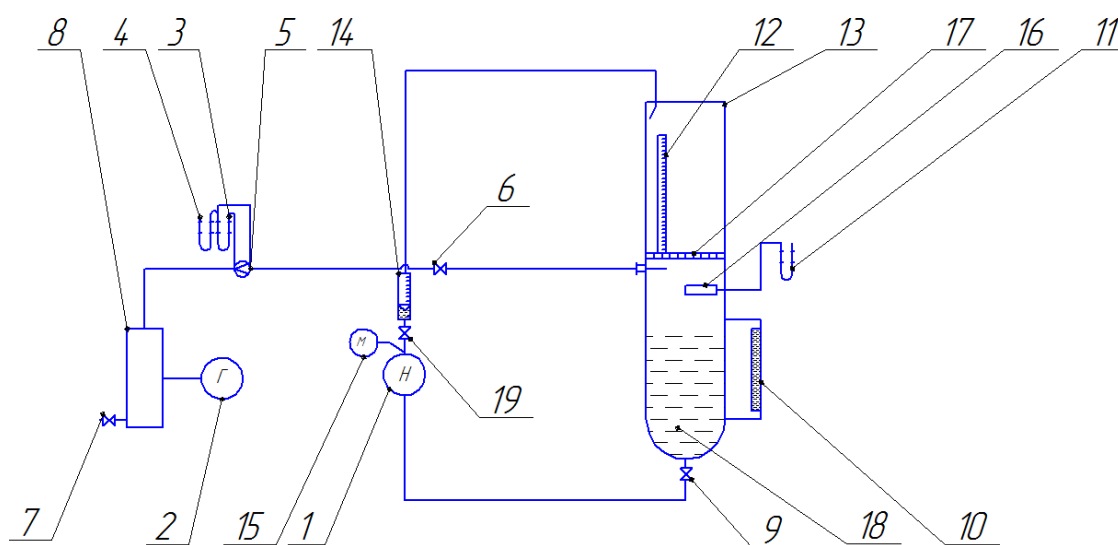


Рис. 15 Схема експериментальної установки для гідравлічних і кінетичних досліджень тарілок провального типу з колоною $D = 0,25\text{ м}$:

1 – насос; 2. – газодувки В-3; 3. – дифманометр; 4. – пьезометр; 5 – діафрагма; 6. – засувка; 7. – засувка; 8 – розподільна коробка; 9 – кульовий кран; 10 – рівнемір; 11 – пьезометр; 12 – лінійка; 13 – колона; 14 – ротаметр РС-7; 15 – манометр; 16 – датчик відбору тиску; 17 – тарілка провального типу; 18 – вода; 19 – засувка.

6.5 Схема лабораторної установки

Схема установки зображена на рис. 1 і являє собою колонну 13, діаметром 250 мм, з встановленою в ній тарілкою провального типу 17. За допомогою насоса 1, вода подається через ротаметр 14 у верхню частину колони. Висоту стовпа рідини в колоні визначається рівнеміром 10. Повітря з допомогою газодувки 2, проходячи через розподільну коробку 8, діафрагму 5, яка підводиться до дифманометру 3 і пьезометру 4 подається в колону нижче тарілки, для забезпечення протитоку і тим самим утворюючи барботажний шар. Витрати рідини й повітря регулюємо вентилями 6 і 19. Висоту газорідинного тиску вимірюємо за допомогою лінійки 12. За допомогою манометра 11, який підводиться до датчика відбору тиску 16, можна вимірюється гідравлічний опір.

6.6 Експериментальне дослідження

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

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

Витрати рідини й повітря регулюємо вентилями.

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

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

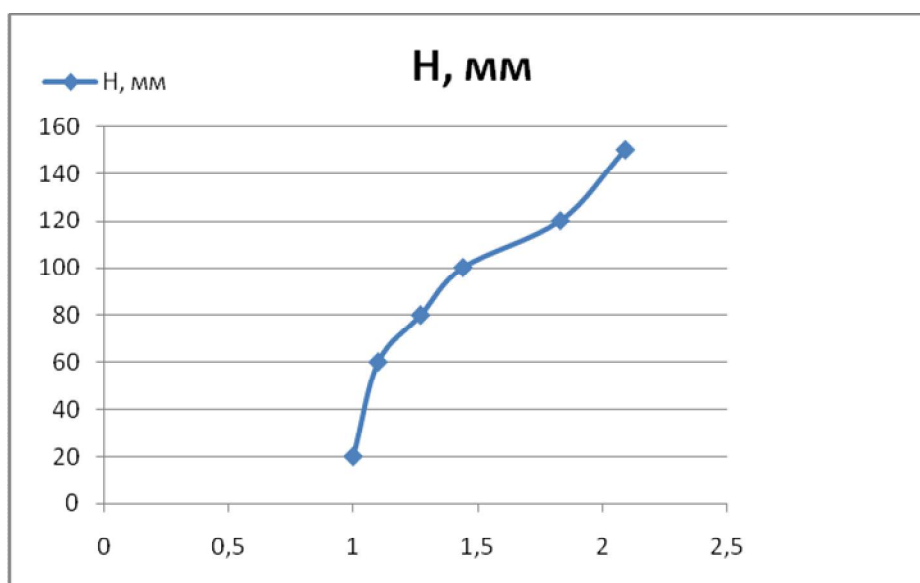
6.7 Пускколони

Подаємо напругу в мережі, після чого включаємо насос 1, відкриваємо кульовий кран 9, встановлюємо по ротаметру витрата рідини, який відповідає певній щільності зрошення. Потім включаємо газодувки 2. За допомогою рідинного дифманометра 3 виставляємо витрата газу. Витрати рідини й повітря регулюємо вентилями 6 і 19

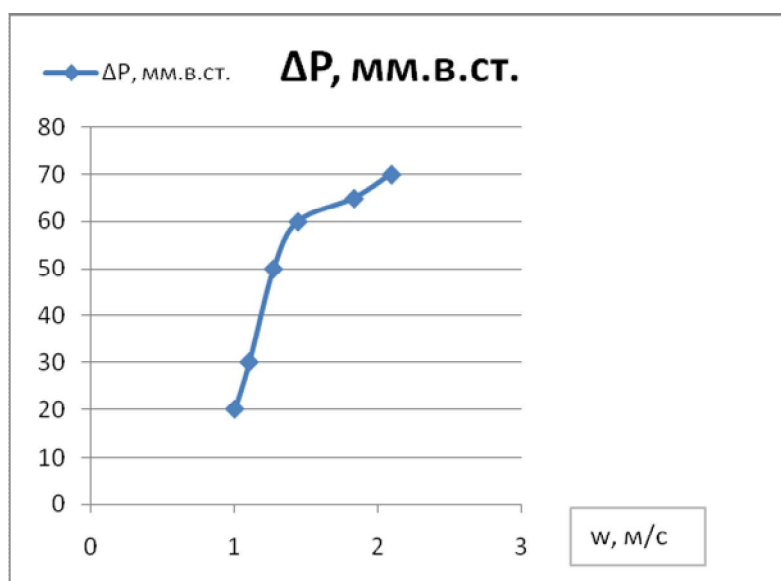
6.8 Зупинкаколони

Відключаємо насос 1, відключаємо газодувки 2, закриваємо вентиль закривають вентилі 6, вентиль 19 і шаровий кран 9.

7. Експериментальні дані



Графік залежності висоти газорідного шару від швидкості газу



Графік залежності гідравлічного опору від швидкості газу

Були проведені дослідні тарілки провального типу $D=0.057$ м, вільний перетин склав $f=25\%$. За допомогою розрахунку було виявлено, що з графіку залежності висоти від швидкості точки біфуркації при висоті газорідного шару 100 мм швидкість газу дорівнює 1,44 м/с. Розрахунком було встановлено що точка біфуркації в промисловій колоні досягається при швидкості пари 1,44 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: 60 мм в. ст. На основі гідродинамічного моделювання допускаємо, що гідравлічний опір тарілки провального типу в промисловій колоні в режимі рухомого барботажного шару буде складати 60 мм в. ст. в точці біфуркації.

Було проведено гідродинамічне моделювання для тарілок $D = 0,5$ м використовуючи результати дослідних даних, одержаних на модельній колоні $D = 0,057$ м за допомогою теорії масштабного переходу.

Для моделювання швидкості в точці біфуркації необхідно в колоні діаметром $D = 0,057$ м встановити дірчасті тарілки з вільним перерізом $f = 25\%$, при цьому швидкість розрахована на повний переріз колони складе $w = 1,4$ м/с, і щільність зрошення буде $L = 6,91$ м³/(м² год). Така ж сама швидкість і щільність зрошення досягається в колонні $D = 0,5$ м з вільним перерізом тарілки $f = 16\%$. Проведені в роботі дослідження підтвердили розрахункові дані.

Таким чином, за допомогою рівняння (7) $Lg(Y/T^{0.5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot X$, можна здійснювати гідродинамічне моделювання газорідного шару на тарілках провального типу великого діаметру ($D = 0,5$ м), використовуючи експериментальні дані отримані на колоні модельного розміру ($D = 0,057$ м).

8. Розрахунок основних параметрів роботиколони

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

Характеристика нітроолеума (низько киплячий компонент):

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

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

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

Характеристика 70% азотної кислоти (висококиплячий компонент):

$M_b = 49,5$ - молекулярна маса води;

$T_b = 122^{\circ}\text{C}$ - температура кипіння води;

$\rho_b = 1413 \text{ кг/м}^3$ - густина води при 20°C .

Кількість одержуваного дистиляту, кг/с:

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

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

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

$$G_p = \frac{5000000}{335 \cdot 24 \cdot 3600} = 0,172 \text{ кг/сек} = 649 \text{ кг/година}$$

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.

$$G_f = \frac{0,172 \cdot (1 - 0,762)}{0,933 - 0,762} = 0,239 \text{ кг/с}$$

Кількість кубового залишку

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

$$G_w = 0,239 - 0,172 = 0,068 \text{ кг/с}$$

Перевірка матеріального балансу за рівнянням

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

$$0,239 \cdot 0,933 = 0,172 \cdot 1 + 0,068 \cdot 0,762$$

$$0,222987 = 0,223816$$

Розходження:

$$0,222987 - 0,223816 = 0,000829$$

Помилка:

$$\frac{0,000829}{0,222987} \cdot 100\% = 0,371771\%$$

Таблиця № 1 Параметри колони

№ потоку	1	2	3
Температура, °С	50	45	122
Тиск			
в верху колони, МПа (надл.)			
в внизу колони, МПа (надл.)			0,1
Витрати пари			
Витрати рідини, кг/сек	0,239	0,172	0,68
Витрати газу			
Масовий склад ваговий, %			
HNO ₃ +N ₂ O ₄	93,3%	100%	76,2%
	6,7%	0%	23,8%
Склад потоку:			
Вихідна суміш, кг/сек	0,239		
Кількість дистилляту, кг/сек		0,172	
Кубовий залишок, кг/сек			0,68

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 $R_{\text{opt}}=649*0,003=1,95$

X - рівноважний склад у мольних % рідині;

У - 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 $y-x$ у відповідності з рисунком 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

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

$$X_{cp^H} = \frac{0,6883 + 0,9091}{2} = 0,798$$

Середня мольна концентрація у верхній частині колони

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

$$X_{cp^B} = \frac{0,9091 + 1}{2} = 0,955$$

Середня мольна концентрація по колоні

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

$$X_{cp} = \frac{0,798 + 0,955}{2} = 0,877$$

Середня масова концентрація по колоні

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

$$a_{cp} = \frac{0,877 \cdot 71,7}{0,877 \cdot 71,7 + (1 - 0,877) \cdot 49,5} = 0,9117$$

Для визначення значень t_{XW} , t_{XF} , t_{XP} будемо діаграму рівноважного складу рідини (X) і пари (Y) в мол.% та температури кипіння підвійної суміші «нітроолеум – йод» при 10000 Па (абс.) за даними таблиці 1.

Табл. 3 Мольні концентрації

$x_w = 0,6883$ (мол.)
$x_f = 0,9091$ (мол.)
$x_p = 1$ (мол.)
$y_w = 0,017$ (мол.)
$y_f^* = 0,999$ (мол.)
$y_p = 0,999$ (мол.)

Таблиця № 4 Залежність складу суміші (нітроолеум-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, $^{\circ}\text{C}$

при $X_F = 0,9091$ $t_{XF} = 50^{\circ}\text{C}$

Температура виходу дистилляту, $^{\circ}\text{C}$

при $X_P = 0,1$ $t_{XP} = 45^{\circ}\text{C}$

Температура виходу кубового залишку, $^{\circ}\text{C}$

при $X_W = 0,6883$ $t_{XW} = 122^{\circ}\text{C}$

Середня температура в нижній частині колони, $^{\circ}\text{C}$

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

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

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

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

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

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

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

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

Середня молекулярна маса

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

$$M_{Xcp} = 71,7 \cdot 0,877 + 49,5 \cdot (1 - 0,877) = 68,968$$

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

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

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

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

$$\rho_{xcp} = \frac{1520 \cdot 1301}{1301 \cdot 0,9117 + 1520 \cdot (1 - 0,9117)} = 1497 \text{ кг/м}^3 \quad [14]$$

Середня в'язкість

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

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

$$X_{cp} = 0,877$$

$\mu_a = 0,39$ спз(сантіпуаз) – в'язкість низько киплячого компонента при середній температурі $t_{xcp} = 66,75^\circ\text{C}$

$\mu_b = 0,5$ спз (сантіпуаз)– в'язкість високо киплячого компонента при середній температурі $t_{xcp} = 66,75^\circ\text{C}$

$$\text{Lg} \mu_{xcp} = 0,877 \cdot \text{Lg} 0,39 + (1 - 0,877) \cdot \text{Lg} 0,5 = -0,396$$

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

Середня поверхня натягу, дин/см

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

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

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

$$\sigma_{cp} = 1,46 \cdot 0,877 + 18 \cdot (1 - 0,877) = 3,49 \text{ дин/см} \quad (3,49 \cdot 10^3 \text{ Н/м})$$

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

Нітроолеума – $\sigma = 18 \cdot 10^3$ н/м

По газовій фазі

Середня мольна концентрація в нижній частині колони, мол.

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

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

Середня мольна концентрація у верхній частині колони, мол.

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

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

Середня мольна концентрація по колоні, мол.

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

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

Температура подачі вихідної суміші, при $Y_F = 0,999$; $t_{YF} = 54^{\circ}\text{C}$;

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

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

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

Середня густина, кг/м³

$$\rho_{Ycp} = \frac{M_{Ycp} \cdot p \cdot T_0}{22,4 \cdot p_0 \cdot T} \quad (39)$$

T - середня температура по колоні, °K

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

$$T = t_{Ycp} + T_0 \quad (41)$$

T₀ = 273⁰K - точка плавлення льоду;

P₀ = 1 кгс/см² - нормальний атмосферний тиск;

P = 1 кгс/см² - абсолютний робочий тиск у колоні

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

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

8.3 Визначення основних геометричних параметрів колони

Діаметр колони

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

V_Y - об'ємна витрата пари, м³/сек

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

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

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

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

$$G_Y = 0,172 \cdot (1,95 + 1)$$

$$G_Y = 0,51, \text{кг/сек}$$

$$V_{Ycp} = \frac{0,241}{2,361} = 0,216, \text{ м}^3/\text{сек}$$

Рекомендована швидкість пари у колоні

$$W = 1,4 \text{ м/с}$$

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

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

$$D = \sqrt{\frac{0,216}{0,785 \cdot 1,4}} = 0,445 \text{ м}$$

Приймаємо діаметр колони $D = 0,5 \text{ м}$ за стандартним значенням, тоді швидкість пари, що розраховується на повний переріз колони, буде складати

$$w = \frac{V}{0,785 \cdot D^2} = \frac{0,216}{0,785 \cdot 0,5^2} = 1,1 \text{ м/с}$$

Висоту колони визначаємо за рівнянням

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

9 Розрахунок вільного перерізу тарілки провального типу $D = 0,5$ м

Визначаємо вільний переріз тарілок провального типу в колонні $D = 0,5$ м

Розрахунок проводиться за формулою (7)

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

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

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

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

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

$$G_{\text{рід}} = (1836 + 2696)/2 = 0,629 \text{ кг/сек}$$

$$G_{\text{п}} = G_y = 0,51 \text{ кг/сек}$$

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

$G_{\text{ф}}$ – 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;

μ_s – в'язкість 70% азотної кислоти при, 20°, Па·с;

V – витрата пари, м³/с;

a, B – коефіцієнти;

L – щільність зрошення, м³/(м²год);

S – площа колони, м²

D – внутрішній діаметр колони, м;

Σ – площа суми отворів, м²;

S_0 – площа отвору, м²;

N – кількість отворів, шт;

P – периметр отворів, м

T – коефіцієнт

Розрахунок кількості кубового залишку

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

$$G_w = 0,239 - 0,172 = 0,068 \text{ кг/с}$$

$$V = 0,216 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$a = -1,68;$$

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

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

$$L = 1950 / (1413 * 0,2) = 6,91 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ год})$$

Розрахунок кількості флегми

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

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

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

$$1,95 \cdot 0,172 + 0,172 = 0,51 \text{ кг/с}$$

Кількість флегми, кг/год ;

$$G_\phi = 0,51 \text{ кг/с} = 1836 \text{ кг/год}$$

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

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

де G_f – кількість вихідної суміші, кг/год ;

$$G_f = 0,239 \text{ кг/сек}$$

$$G_n = 0,51 + 0,239 = 0,749 \text{ кг/с} = 2696 \text{ кг/год}$$

Розраховуємо вагові швидкості рідини, кг/год ;

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

$$G_{\text{рід}} = (1836 + 2696) / 2 = 2266 \text{ кг / год}$$

Визначаємо розрахункові параметри

Вагова швидкість рідини розраховується за рівнянням

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

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

де Y розраховується за формулою (48)

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

де w – рекомендована швидкість пари у колоні

$$w = 1,4 \text{ м/с}$$

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° , $\text{Па} \cdot \text{с}$;

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

$$Y = \frac{1,4^2}{9,81 \cdot 0,012 \cdot 0,06^2} \cdot \frac{2,361}{1497} \cdot \left(\frac{0,4023 \cdot 10^{-3}}{0,8 \cdot 10^{-3}} \right)^{0,16} = 6,53$$

T – коефіцієнт, який розраховується за формулою

$$T = \frac{\sum \Pi}{D} \quad (57)$$

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

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

де Π – периметр отворів, м

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

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

Розраховуємо площу всіх отворів, м²

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

де – S площа колони, м²

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

$$S = 0,785 D^2 = 0,785 \cdot 0,5^2 = 0,196 \text{ м}^2$$

$$S_0 = 0,196 \cdot 0,06 = 0,011, \text{ м}^2$$

Розраховуємо площу одного отвору, м²

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

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

Розраховуємо кількість отворів на тарілці, шт.

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

$$n = \frac{0,011}{0,00011} = 100 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,0251 \cdot 100 = 2,51 \text{ м}$$

$$T = \frac{2,51}{0,5} = 5,02$$

За рівнянням (47) розраховуємо x

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

$$X = \left(\frac{1836}{2696} \right)^{1/4} \cdot \left(\frac{2,361}{1497} \right)^{1/8} = 0,368$$

$$Lg(6,53 / 5,02^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,368$$

$$0,464 = -0,54$$

$$\Delta = 1$$

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

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

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

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

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (57)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (58)

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

За формулою (60) розраховуємо площу всіх отворів, м²

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_0 = 0,196 \cdot 0,08 = 0,015, \text{ м}^2$$

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

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

$$n = \frac{S_0}{S_0'} = \frac{0,015}{0,00011} = 136,36 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,0251 \cdot 136,36 = 3,42 \text{ м}$$

$$T = \frac{3,42}{0,5} = 6,84$$

$$Lg(3,75 / 6,84^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,368$$

$$-0,156 = -0,54$$

$$\Delta = 0,384$$

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

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

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

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

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (57)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (58)

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

За формулою (60) розраховуємо площу всіх отворів, м²

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_0 = 0,196 \cdot 0,1 = 0,0196, \text{ м}^2$$

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

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

$$n = \frac{S_0}{S'_0} = \frac{0,0196}{0,00011} = 178,18 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,0251 \cdot 178,18 = 4,47 \text{ м}$$

$$T = \frac{4,47}{0,5} = 8,94$$

$$Lg(2,4 / 8,94^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,368$$

$$-0,294 = -0,54$$

$$\Delta = 0,246$$

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 (57)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (58)

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

За формулою (60) розраховуємо площу всіх отворів, м²

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_0 = 0,196 \cdot 0,16 = 0,031, \text{ м}^2$$

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

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

$$n = \frac{S_0}{S'_0} = \frac{0,031}{0,00011} = 281,81 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,0251 \cdot 281,81 = 7,07 \text{ м}$$

$$T = \frac{7,07}{0,5} = 14,14$$

$$Lg(0,937 / 14,14^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,368$$

$$-0,603 = -0,54$$

$$\Delta = 0,063$$

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

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

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

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

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (57)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (58)

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

За формулою (60) розраховуємо площу всіх отворів, м²

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_0 = 0,196 \cdot 0,2 = 0,039, \text{ м}^2$$

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

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

$$n = \frac{0,039}{0,00011} = 354,54 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,0251 \cdot 354,54 = 8,89 \text{ м}$$

$$T = \frac{8,89}{0,5} = 17,78$$

$$Lg(0,6 / 17,78^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,368$$

$$-0,846 = -0,54$$

$$\Delta = 0,306$$

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

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

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

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

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (57)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (58)

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

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

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_0 = 0,196 \cdot 0,25 = 0,049, \text{ м}^2$$

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

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

$$n = \frac{0,049}{0,00011} = 445,45 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,0251 \cdot 445,45 = 11,18 \text{ м}$$

$$T = \frac{11,18}{0,5} = 22,36$$

$$Lg(0,384 / 22,36^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,368$$

$$-1,091 = -0,54$$

$$\Delta = 0,551$$

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

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

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

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

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (57)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (58)

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

За формулою (60) розраховуємо площу всіх отворів, м²

$$S_0 = S \cdot f$$

$$S_0 = 0,196 \cdot 0,3 = 0,058, \text{ м}^2$$

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

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

$$n = \frac{0,058}{0,00011} = 527,27 \text{ шт}$$

$$\sum \Pi = 0,0251 \cdot 527,27 = 13,23 \text{ м}$$

$$T = \frac{13,23}{0,5} = 26,46$$

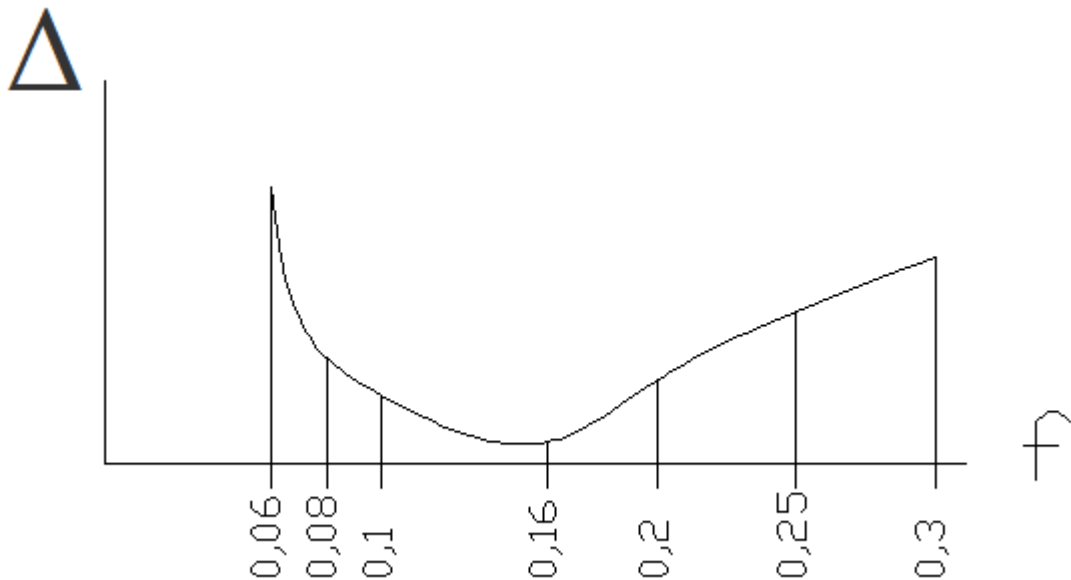
$$Lg(0,266 / 26,46^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,368$$

$$-1,289 = -0,54$$

$$\Delta = 0,749$$

Таблиця № 5 Залежність величин Δ від вільного перетину f

f	0,06	0,08	0,1	0,16	0,2	0,25	0,3
Δ	1	0,384	0,246	0,063	0,306	0,551	0,749

Рис. №20 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 $D=0,5\text{ м}$ вибираємо тарілки з вільним перетином $f=0,16\%$.

10. Розрахунок вільного перерізу тарілки провального типу $D = 0,057$ м

Приймаємо діаметр колони $D = 0,057$ м. та рекомендована швидкість пари у колоні $W = 1,4$ 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

$$L = 6,91 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \cdot \text{год});$$

тоді кількість рідини в модельній колоні

$$G_p = L \cdot S$$

$$G_p = 6,91 \cdot 0,00255 = 0,019 \text{ кг/с}$$

$$\rho_p = 1497 \text{ кг/м}^3;$$

$$\rho_n = 2,361 \text{ кг/м}^3;$$

$$g = 9,81 \text{ м/с}^2;$$

$$d_0 = 0,012 \text{ м};$$

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

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

$$V = 0,0012 \text{ м}^3/\text{с};$$

$$a = -1,68;$$

$$B = 1,188;$$

$$D = 0,057 \text{ м};$$

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

$$V_p = L \cdot S$$

$$V_p = 6,91 \cdot 0,00255 = 0,0019$$

$$V_p = 0,0019 \text{ кг/с}$$

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

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

де w – декомендована швидкість пари у колоні

$$w = 1,4$$

ρ_p – питома вага рідини, кг/м³;

$$\rho_p = 1497 \text{ кг/м}^3;$$

ρ_z – питома вага газу (пара), кг/м³;

$$\rho_z = 2,361 \text{ кг/м}^3;$$

g – прискорення сили тяжіння, м/с²;

$$g = 9,81 \text{ м/с}^2;$$

d_0 – діаметр отворів в тарілці, м;

$$d_0 = 0,012 \text{ м}$$

μ_p – в'язкість рідини, Па·с;

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

μ_g – в'язкість води при, 20°, Па·с;

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

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

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (57)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (58)

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

За формулою (59) 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.

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

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

$$\sum \Pi = 0,037 \cdot 1,4 = 0,052 \text{ м}$$

$$T = \frac{0,052}{0,057} = 0,912$$

X – комплекс нанесений на осі абсцис

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

$$X = \left(\frac{0,0022}{0,0028} \right)^{1/4} \cdot \left(\frac{2,361}{1497} \right)^{1/8} = 0,419$$

$$\text{Lg}(6,56 / 0,912^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,419$$

$$0,836 = -0,628$$

$$\Delta = 1,454$$

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

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

де Y – комплекс нанесений на осі ординат

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

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

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (57)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (58)

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

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.

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

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

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

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

$$Lg(3,94 / 1,22^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,419$$

$$0,552 = -0,628$$

$$\Delta = 1,18$$

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

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

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

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (57)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (58)

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

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

$$S_0 = S \cdot f$$

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

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

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

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

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

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

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

$$0,311 = -0,628$$

$$\Delta = 0,939$$

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

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

де Y – комплекс нанесений на осі ординат

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

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

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (57)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (58)

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

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.

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

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

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

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

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

$$-0,235 = -0,628$$

$$\Delta = 0,393$$

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

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

де Y – комплекс нанесений на осі ординат

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

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

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (57)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (58)

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

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.

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

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

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

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

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

$$-0,471 = -0,628$$

$$\Delta = 0,157$$

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

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

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

Розраховуємо коефіцієнт T за формулою (57)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (58)

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

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.

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

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

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

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

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

$$-0,718 = -0,628$$

$$\Delta = 0,09$$

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 (57)

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

Розраховуємо сумарний периметр отворів за формулою (58)

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

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.

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

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

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

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

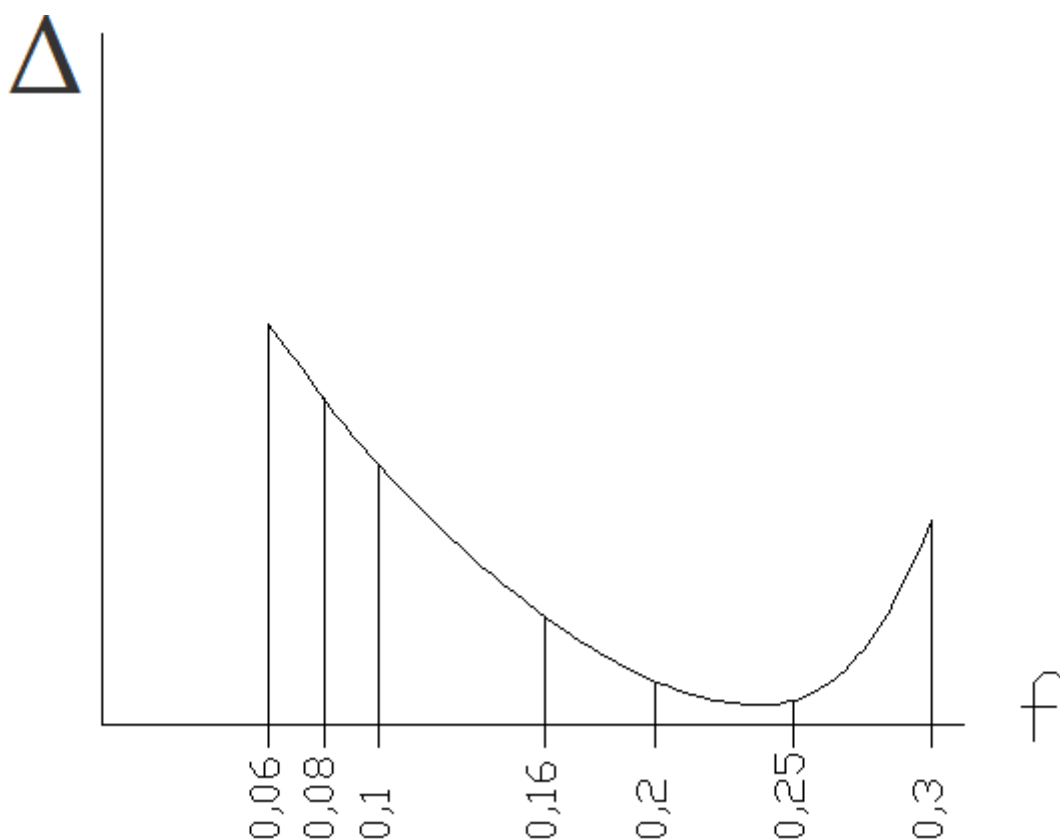
$$\text{Lg}(2,76 / 4,54^{0,5}) = 0,0751 - 1,68 \cdot 0,419$$

$$0,112 = -0,628$$

$$\Delta = 0,74$$

Таблиця №6 Залежність величин Δ від вільного перетину f

f	0,06	0,08	0,1	0,16	0,2	0,25	0,3
Δ	1,454	1,18	0,939	0,393	0,157	0,09	0,74

Рис. №21 Графік залежності Δ від вільного перетину f 

Висновки: проведено гідродинамічне моделювання тарілок провального типу на прикладі розрахунку колони основної ректифікації утилізації нітроолелуму, який вміщує йод потужністю 5000 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 $D=0,057\text{м}$ вибираємо тарілки з вільним перетином $f=0,25\%$.

Техніка безпеки .

Основні відомості техніки безпеки.

Кожна теплообмінна установка являє собою джерело підвищеної небезпеки, так як при експлуатації даний агрегат виробляє пар або воду, що має підвищену температуру. Варто ще підкреслити, робота теплообмінника пов'язана з підвищеним тиском, що також є потенційним джерелом небезпеки. За вищезгаданих причин, експлуатацію, ремонт і обслуговування даних установок слід виконувати згідно з вимогами техніки безпеки, прийнятої для даної галузі.

До експлуатації та ремонту вищевказаних агрегатів допускаються тільки особи, які мають певний досвід роботи, які пройшли відповідне навчання з перевіркою якості засвоєних знань і вік не менше 18 років.

При установці теплообмінника потрібно правильно підготувати підставу, а під час проведення зварювальних робіт забезпечити наявність заземлення. Перед пуском апарату в обов'язковому порядку проводиться перевірка правильності монтажу трубопроводів і герметичності з'єднань.

При експлуатації теплообмінника періодично проводиться очистка його пластин, і перевірка герметичності з'єднань. Промивання теплообмінників проводиться з певною періодичністю, незважаючи на те, що в якійсь мірі теплообмінники здатні до самоочищення. Примусова промивка проводиться з наступних причин:

Накопичення малорозчинних забруднень, які мають тенденцію до коксування, що значно ускладнює подальший процес очищення;

Профілактичні роботи завжди проводяться швидше і обходяться дешевше, ніж усунення наслідків;

Нехтування регулярної очищенням може привести до пошкодження або повного виходу з ладу теплообмінного апарату.

Перед ремонтом теплообмінник необхідно відключити від підвідних і відвідних трубопроводів, повністю звільняють його від пари і води, і після дозволу начальника цеху, де знаходиться даний агрегат, приступають до його ремонту. Попередньо замикають відкриває арматуру і встановлюють попереджувальні таблички.

При відключенні теплообмінника від трубопроводів потрібно ретельно дотримуватися черговість дій, встановлену для даного виду робіт. Про кожному етапі дій проводиться запис у відповідному журналі, причому начальник зміни повинен особисто переконатися в безпеці місця роботи. Після закінчення ремонтних робіт також проводиться запис, прибираються таблички і проводяться необхідні роботи для введення теплообмінника в лад.

Література

1. Зайцев И.Д. Производство соды / Зайцев И.Д Ткач Г.А., Строев Н.Д.; М.: Химия, 1986. 312с.
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. - 20с.
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 вузахУССР).
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, 208стр.

8. Зайцев И.Д. Производство соды / Зайцев И.Д Ткач Г.А., Строев Н.Д.; М.: Химия, 1986. 312с.

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. - 655с.

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

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. – 174с.
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, 200с.
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. - М. : Химия, 1980. - 320 с