

СУМСЬКИЙ ДЕРЖАВНИЙ УНІВЕРСИТЕТ

На правах рукопису

ВАСЬКІН РОМАН АНАТОЛІЙОВИЧ

УДК 66.048.37

**ДОСЛІДЖЕННЯ ГІДРОДИНАМІКИ ТА МАСОПЕРЕДАЧІ НА
КЛАПАННІЙ ТАРІЛЦІ ЗІ СФЕРИЧНИМИ КЛАПАНАМИ**

05.17.08. – процеси та апарати хімічної технології

Дисертація на здобуття наукового ступеня
кандидата технічних наук

Науковий керівник:
доктор технічних наук, професор
Пляцук Леонід Дмитрович

Суми – 2005

Зміст	стор.
Список умовних позначень	4
Вступ	9
Розділ 1. Літературний огляд	13
1.1 Класифікація тарілок	13
1.2 Гідродинаміка клапанних тарілок	23
1.3 Режими роботи клапанної тарілки	33
1.4 Міжтарілчасте винесення рідини	35
1.5 Масопередача на тарілках	37
1.6 Постановка задачі дослідження	44
Розділ 2. Опис експериментальних стендів, конструкцій тарілок і методик дослідження	45
2.1 Конструктивне оформлення експериментальних стендів	45
2.2 Модифікації досліджуваних тарілок	53
2.3 Методика дослідження міжтарілчастого винесення рідини	58
2.4 Методика дослідження ефективності масопередачі	60
Розділ 3. Дослідження гідродинамічних характеристик клапанної тарілки зі сферичними клапанами	69
3.1 Дослідження гідравлічного опору сухої клапанної тарілки	69
3.2 Режими роботи зрошуваної тарілки. Дослідження провалу рідини і розрахунок мінімальної і максимальної швидкості газу	75
3.3 Дослідження опору на подолання сил поверхневого натягу	86
3.4 Дослідження гідравлічного опору зрошуваних тарілок	86
3.5 Міжтарілчасте винесення рідини на клапанній тарілці нової конструкції	94
Розділ 4. Дослідження масопередачі на клапанній тарілці	100
4.1 Масовіддача в рідкій фазі	100
4.2 Масовіддача в газовій фазі	105
Розділ 5. Промислове впровадження	110

5.1	Опис установки стабілізації нафти Качанівського ВКПН	111
5.2	Аналіз матеріальний потоків апарата	115
5.3.	Модернізація ректифікаційної колони	117
5.4.	Інженерна методика розрахунку клапанної тарілки зі сферичними клапанами	119
	Висновки	123
	Список літератури	124
	Додатки	136

Список умовних позначень

A	– коефіцієнт рівняння;
a	– довжина отвору під клапаном, м;
B	– ширина зливу, м;
b	– ширина отвору під клапаном, м;
D	– діаметр колони, тарілки, м;
D_n	– коефіцієнт повздовжнього перемішування;
d_0	– діаметр отвору під клапаном, м;
d_k	– діаметр клапана, м ² ;
d_e	– еквівалентний діаметр отворів тарілки, м;
E	– абсолютне винесення рідини, %
E_{MG}	– коефіцієнт ефективності в газовій фазі за Мерфрі
E_{ML}	– коефіцієнт ефективності в рідкій фазі за Мерфрі
E_O	– локальний коефіцієнт ефективності в газовій фазі
e	– відносне винесення рідини, кг/кг;
F	– площа тарілки, площа вільного перетину колони, м ² ;
F_{max}	– максимальний перетин зазорів для проходу газу між клапанами й тарілкою, м ² ;
F_{min}	– початковий перетин зазорів для проходу газу між клапанами й тарілкою, м ² ;
F_k	– площа, що займають клапани на тарілці, м ² ;
F_e	– площа вільного перетину тарілки, м ²
F_{k0}	– загальна площа прохідного перетину клапанів, м ² ;
f_0	– площа отвору під клапаном, м ² ;
f_{sup}	– площа зубцюватого вирізу в газовому патрубку, м ² ;
f_z	– площа перерізу (зазору) між клапаном і тарілкою, м ² ;
f_k	– площа клапана, м ² ;
f_n	– площа прорізу, м ² ;

H	– відстань між тарілками, м;
H_c	– висота сепараційного простору над тарілкою, м;
h	– висота підйому клапана, м;
h_{cm}	– висота статичного шару рідини на тарілці, м;
h_{min}	– мінімальна висота підйому клапана, м;
h_{max}	– максимальна висота підйому клапана, м;
h_0	– початковий підпір рідини над зливною перегородкою, м;
h_{0w}	– підпір рідини над зливною перегородкою, м;
h_w	– висота зливної перегородки, м;
h_w'	– висота стовпа газорідинного шару нижче кромки зливної перегородки, м;
G_k	– вага клапана, Н;
g	– прискорення вільного падіння, $\text{кг/м}\cdot\text{с}^2$;
K_5	– коефіцієнт спінювання рідини;
K_{Gf}	– коефіцієнт масопередачі в газовій фазі, віднесений до одиниці площі тарілки, м/с.
K_{Lf}	– коефіцієнт масопередачі в рідкій фазі, віднесений до одиниці площі тарілки, м/с.
k_r	– коефіцієнт аерації;
K_T	– термічний опір загального коефіцієнта масопередачі;
L	– об'ємна витрата рідини, $\text{м}^3/\text{год}$;
L_v'	– навантаження на одиницю довжини периметра зливу, м/с;
L_v	– навантаження по рідині, $\text{м}^3/(\text{м}^2\cdot\text{год})$;
l_n	– висота робочого відкриття прорізу ковпачка, м;
M	– маса розподіленого компонента, що перейшов з однієї фази в іншу, кг/с ;
m_k	– маса клапана, кг;
n	– число ковпачків або клапанів на тарілці, шт.;

P_3	– перепад тиску рідини в зазорі під клапаном, Па;
q	– вага клапана, віднесена до площі отвору, кг/м ² ;
r_r	– гідравлічний радіус отворів, через які пара виходить у рідину, м;
R	– радіус отвору під клапаном, м;
t	– величина основи трикутного вирізу, м;
U	– швидкість рідини в переливі, м/с;
U_d	– допустима швидкість рідини в переливі, м/с;
V	– об’ємна витрата газу, м ³ /год;
V'	– об’ємна витрата газорідинної емульсії, м ³ /год;
V_1	– обсяг розчину NaOH, що пішов на титрування, мол.;
V_2	– обсяг проби, що активізується, мол;
W_{2-3}	– швидкість газу, при якій відбувається зміна другого й третього режимів роботи тарілки, м/с;
W_0	– швидкість газу в отворі під клапаном, м/с;
W_{op}	– швидкість рідини в отворах тарілки, м/с;
W_{0min}	– мінімальна швидкість газу в отворах під клапанами, м/с;
W_{0max}	– максимальна швидкість газу в отворах під клапанами, м/с;
W_d	– допустима швидкість газу в апараті, м/с;
W_L	– швидкість рідини на тарілці, м/с;
W_k	– швидкість газу у колоні, м/с;
W_3	– швидкість газу у зазорі під клапаном, м/с;
W_p	– швидкість газу у вільному перерізі тарілки, м/с;
W_{pmin}	– мінімально припустима швидкість газу у вільному перетині колони, м/с;
$W_0\rho r^{1/2}$	– фактор швидкості;
Y	– товщина в’язкого підшару, м
Z_p	– запас рідини на тарілці, кг;
z	– кількість вирізів у газовому патрубку, шт;

- α_L – коефіцієнт тепловіддачі в рідкій фазі,
- $\alpha_{кл}$ – кут відкриття клапана, °;
- α_n – початковий кут відкриття клапана, °;
- α_G – граничний кут відкриття клапана, °;
- β_G – коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі, віднесений до одиниці поверхні контакту фаз;
- β_{Gf} – коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі, віднесений до одиниці площі, м/с;
- β_L – коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі, віднесений до одиниці поверхні контакту фаз;
- β_{Lf} – коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі, віднесений до одиниці площі, м/с;
- ΔP – повний гідравлічний опір тарілки, Па;
- ΔP_c – гідравлічний опір сухої тарілки, Па;
- ΔP_p – гідравлічний опір рідинного шару, Па;
- ΔP_σ – гідравлічний опір, обумовлений силами поверхневого натягу, Па;
- σ – поверхневий натяг, мН/м;
- ξ – коефіцієнт гідравлічного опору сухої тарілки;
- $\xi_{ср}$ – усереднена величина коефіцієнту гідравлічного опору тарілки;
- φ – газовміст барботажного шару;
- φ_v – відносний вільний перетин тарілки м²/м²;
- φ_l – відносний перетин переливу м²/м²;
- ρ_g – густина газу, кг/м³;
- ρ_p – густина рідини, кг/м³;
- ζ – коефіцієнт стиску струменя;
- γ_g – питома вага газу, Н/м³;
- γ_p – питома вага рідини, Н/м³;

- ψ – частка дзеркала барботажу;
- χ – капілярна стала;
- δ – величина зазору між клапаном і тарілкою, мм;
- μ – коефіцієнт витрати при витіканні;
- АЦП** – аналогово-цифровий перетворювач;
- Г** – параметр, що враховує геометрію й конструкцію клапана, м;
- КСУ** – кінцева сепараційна установка;
- ВКПН** – вузол комплексної підготовки нафти;
- П** – провал рідини, %;
- П_n** – периметр прорізу, м;
- ЦАП** – цифро-аналоговий перетворювач
- ШФЛВ** – широка фракція легких вуглеводнів

ВСТУП

Колонні барботажні масообмінні апарати знаходять широке застосування в хімічній, нафтопереробній і суміжній галузях промисловості для поділу або витягу компонентів із сумішей рідини (ректифікація) і газів (абсорбція). Зазначені способи поділу речовин відрізняються складністю теоретичного опису, що обумовлено взаємодією фаз, їх гідродинамічними, тепло- й масообмінними характеристиками, а також конструктивними особливостями контактних пристроїв. На сьогоднішній день існує різноманіття теорій і підходів до опису процесів, що відбуваються в масообмінних апаратах, не дають точних рекомендацій і залежностей, а вимагають проведення й уточнення, з урахуванням конкретних конструктивних особливостей контактних пристроїв.

АКТУАЛЬНІСТЬ ТЕМИ. Підвищення якості одержуваних фракцій і збільшення потужностей одиничних установок викликають необхідність створення високопродуктивних і високоефективних контактних пристроїв для тарілчастих масообмінних апаратів.

Одним із методів підвищення ефективності колонного обладнання є конструктивний, який полягає у створенні контактних пристроїв, які дозволяють проводити тепло- й масообмін в інтенсивному режимі.

У даний час у хімічній і нафтопереробній промисловості широко використовуються колонні апарати з клапанними тарілками з перехресною течією фаз. Основна перевага цих тарілок полягає в забезпеченні стабільних гідродинамічних і масообмінних характеристик за рахунок саморегулювання вільного перетину для проходу газу (пари) при зміні його швидкості в апараті.

Клапанні тарілки, як показали дослідження їх масообмінних характеристик, можуть застосовуватися як у процесах, де дифузійний опір зосереджено в газовій фазі, так і в процесах, де домінує опір у рідкій фазі.

Клапанні тарілки забезпечують ефективну роботу обладнання при зміні навантаження за фазами, мають високу продуктивність. Але вони не позбавлені

деяких істотних недоліків, таких як обмежений діапазон саморегулювання, не виключена можливість заклинювання й перекосу клапанів, що обмежує діапазон їх усталеної роботи. Це обумовлює необхідність подальшого удосконалення конструкції та досліджень клапанних тарілок.

ЗВ'ЯЗОК РОБОТИ З НАУКОВИМИ ПРОГРАМАМИ, ПЛАНАМИ, ТЕМАМИ. Робота виконувалась згідно з напрямком науково-технічної програми Міністерства освіти і науки України “Новітні технології та ресурсозберігаючі технології в енергетиці, промисловості та агропромисловому комплексі” та у відповідності з науковим напрямком роботи Сумського державного університету і кафедри прикладної екології «Екологічні проблеми хімічної технології, розробка прогресивних технологій та обладнання для хімічних виробництв».

Тема дисертації затверджена на засіданні Вченої Ради інженерного факультету Сумського державного університету, протокол №2 від 30 жовтня 2001 року.

МЕТА І ЗАДАЧІ ДОСЛІДЖЕННЯ. Метою дослідження є вивчення процесу масопередачі на клапанних тарілках і розробка нової високоефективної клапанної тарілки.

Для досягнення мети були вирішені наступні задачі:

- вивчення впливу режимних та конструктивних параметрів на гідродинамічні характеристики клапанних тарілок зі сферичними клапанами;
- розробка методики гідродинамічного розрахунку клапанної тарілки зі сферичними клапанами;
- дослідження провалу рідини і розрахунок граничних швидкостей газу в отворах тарілки для діапазону саморегулювання;
- дослідження процесу масопереносу в рідкій та газовій фазі;
- розробка інженерної методики розрахунку клапанної тарілки зі сферичними клапанами.

ОБ'ЄКТ ДОСЛІДЖЕННЯ – гідродинаміка і масопередача на клапанних

масообмінних тарілках.

ПРЕДМЕТ ДОСЛІДЖЕННЯ – вплив технологічних і конструктивних параметрів на ефективність процесу масопередачі на клапанній тарілці зі сферичними клапанами.

МЕТОДИ ДОСЛІДЖЕННЯ. Фізичне і математичне моделювання масообмінного процесу на клапанній тарілці. Фотоколориметричний. Витрати матеріальних потоків визначалися за допомогою програмного пакета LabVIEW. При обробці експериментальних даних використовувалися методи статистичного аналізу.

НАУКОВА НОВИЗНА ОТРИМАНИХ РЕЗУЛЬТАТІВ. На основі виконаних теоретичних і експериментальних досліджень отримані наступні наукові результати:

- розроблена математична модель роботи клапану масообмінної тарілки, яка дозволяє визначити діапазон саморегулювання клапанних тарілок з визначенням граничних швидкостей газу в отворах тарілок;

- отримані залежності для визначення гідродинамічного опору та ефективності масообміну клапанних тарілок зі сферичними клапанами.

- виконані дослідження та отримані результати, що дозволяють проводити розрахунок та проектування клапанних тарілок зі сферичними клапанами та установок з їх використанням.

ПРАКТИЧНЕ ЗНАЧЕННЯ ОТРИМАНИХ РЕЗУЛЬТАТІВ. Отримані розрахункові залежності дозволили розробити і спроектувати клапанну тарілку зі сферичними клапанами для колонного обладнання, що використовується в масообмінних процесах, зокрема при виділенні широкої фракції легких вуглеводнів у процесі стабілізації нафти на Качанівському ВКПН.

ОСОБИСТІЙ ВНЕСОК полягає в розробці методики і проведенні досліджень як в експериментальному, так і в аналітичному плані, а саме: в аналізі джерел літератури, підборі й апробації методик дослідження, узагальненні отриманих результатів, розробці конструкції клапанної тарілки зі сферичними клапанами, розробці методики розрахунку мінімальної і

максимальної швидкостей газу на тарілці, в отриманні залежностей масообмінних характеристик тарілки. Постановка задачі і формулювання висновків проводилося під керівництвом наукового керівника д.т.н., професора Пляцука Л.Д.

АПРОБАЦІЯ РЕЗУЛЬТАТІВ ДИСЕРТАЦІЇ. Результати роботи доповідалися й обговорювалися на VI Міжнародній науково-практичній конференції студентів, аспірантів і молодих учених «Екологія. Людина. Суспільство» (14-17 травня 2003 р., м. Київ, Україна), на Міжнародному симпозиумі «Міжрегіональні проблеми екологічної безпеки» (17-20 вересня 2003 р., м. Суми, Україна) і на Науково-технічній конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів інженерного факультету Сумського державного університету (2003 р., м. Суми, Україна).

ПУБЛІКАЦІЇ ЗА ТЕМОЮ ДИСЕРТАЦІЇ. За темою дисертації опубліковано три наукові праці в журналах і збірниках, затверджених ВАК України, три тези виступів на наукових конференціях, отримано два деклараційні патенти України.

СТРУКТУРА ТА ОБСЯГ ДИСЕРТАЦІЇ. Дисертаційна робота складається з вступу, п'яти розділів, висновків, списку використаної літератури, додатків. Повний обсяг дисертації становить 145 сторінок, містить 50 рисунків, із яких 2 розміщені на окремих сторінках. У роботі наведено 16 таблиць. Список літературних джерел складає 123 найменування на 11 сторінках. Додатки містять 6 сторінок.

РОЗДІЛ 1

Літературний огляд

1.1. Класифікація тарілок

У зв'язку з укрупненням потужностей підприємств, що споруджуються, підвищенням вимог до надійності й ефективності дії окремих апаратів і агрегатів у цілому, а також з інтенсивним упровадженням засобів автоматизації й обчислювальної техніки перед дослідниками й конструкторами, що працюють в області створення тепломасообмінної апаратури для процесів абсорбції, ректифікації і дистиляції, постає задача – розробити конструкції тарілок, які забезпечують ефективну роботу апаратів у більш жорстких умовах інтенсивних виробництв. З'явилися десятки нових тарілок із різними конструкціями контактних пристроїв, які призначені як для рішення вузьких задач поділу якої-небудь специфічної суміші, так і для широкого застосування, що задовольняють потреби багатьох галузей промисловості. Традиційні конструкції сітчастих, ковпачкових і клапанних тарілок також перетерпіли значні зміни, що сприяли істотному підвищенню питомих навантажень по парі та рідині й інтенсивності масообміну [24, 92, 94, 108].

Крім того, з'явився ряд принципово нових конструкцій контактних елементів тарілок, що дозволили в кілька разів, у порівнянні з традиційними, збільшити питомі навантаження по рідині й швидкості пари в перерізі апарата. Однак більшість нових конструкцій контактних елементів ще не вийшло зі стадії лабораторної та дослідно-промислової перевірки. Багато з них за своїми конструктивними особливостями не можуть знайти застосування в апаратах великого діаметра. Тому розглядати окремо кожен з існуючих конструкцій недоцільно [47, 61, 86, 108, 110].

Для аналізу і виявлення тенденцій розвитку конструкцій тарілок великотонажних колонних апаратів необхідно систематизувати їх з точки зору функціонального призначення апаратів у тому чи іншому технологічному

процесі, а також по взаємному напрямку руху потоків.

Таким чином, при створенні будь-якої конструкції тарілки потрібно вирішувати наступні основні задачі, що здатні забезпечити:

- пропускну здатність тарілки по газовій і рідкій фазах;
- високу ефективність локального контакту фаз у будь-якій точці тарілки;
- широкий діапазон усталеної роботи при дотриманні вимог до втрат тиску і питомих обсягів апаратів;
- у процесах, що супроводжуються хімічними реакціями, потрібно додатково забезпечити необхідний час перебування контактуючих фаз в апараті.

Пропускна здатність тарілок по рідкій фазі при традиційному конструктивному рішенні визначається, в остаточному підсумку, площею переливів і відстанню між тарілками.

Пропускна здатність тарілок по газовій фазі визначається площею вільного перерізу тарілки і коефіцієнтами опору, які у свою чергу залежать від конструкції контактних пристроїв.

Класифікація, що характеризує взаємне розташування потоків на тарілках, приведена на рис. 1 [108].

Протиточні тарілки.

До конструкцій, що працюють у протиточному режимі, належать різні типи провальних тарілок [6, 18, 27, 29, 42, 43, 87]. Найбільш широке поширення отримали ґратчасті провальні тарілки [89, 101, 106, 108]. До переваг цих тарілок необхідно віднести, у першу чергу, простоту та малу металоємність їхньої конструкції, велику пропускну здатність по парі й рідині. У зв'язку з тим, що на ґратчастих провальних тарілках відсутні застійні зони й потоки пари та рідини різко не змінюють напрямок руху, як, наприклад, на ковпачкових або клапанних тарілках, ці тарілки при достатній ширині щілини добре зарекомендували себе при переробці забруднених рідин і суспензій, із яких випадають інкрустації. Ефективність дії ґратчастих провальних тарілок при

правильно обраній площі живого перерізу досить висока й не уступає ефективності дії переливних тарілок.

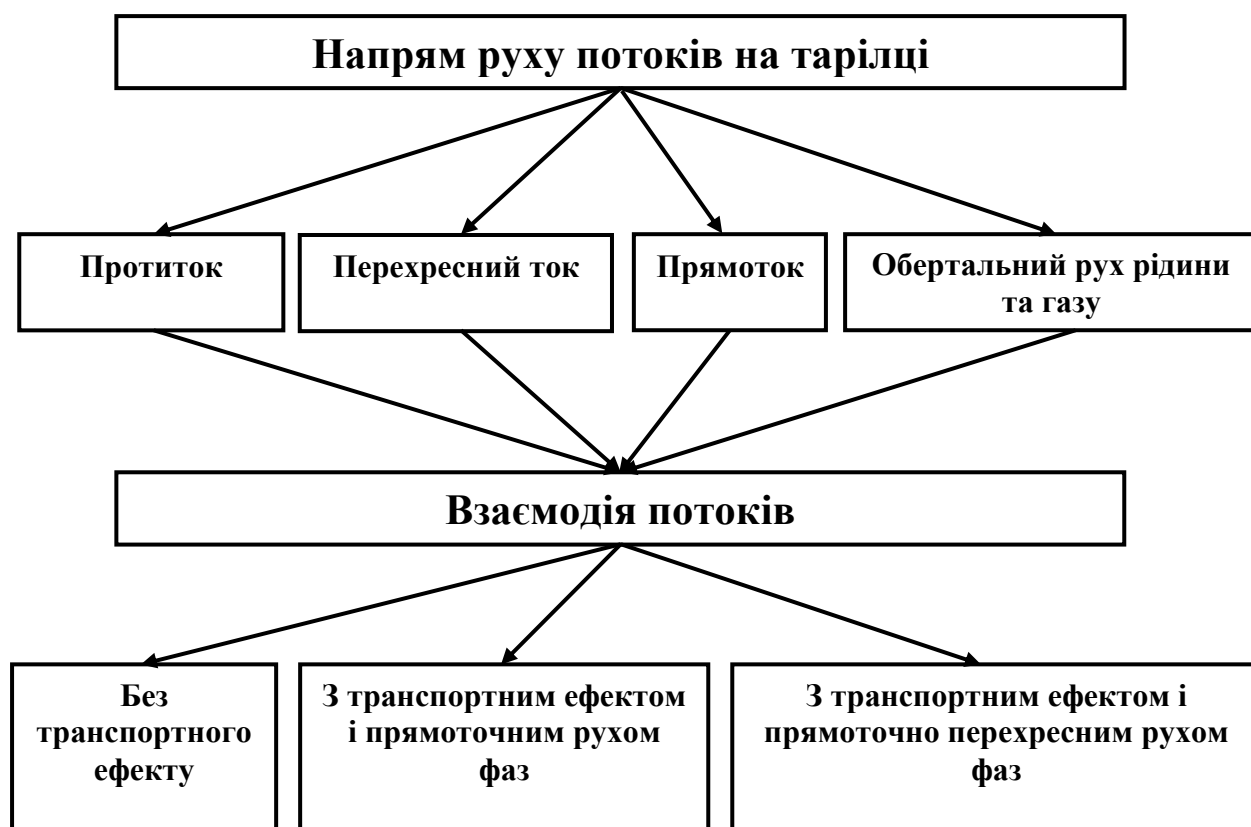


Рис. 1. Класифікація тарілок у залежності від принципу поділу рідини

До недоліків ґратчастих провальних тарілок необхідно віднести вузький діапазон усталеної роботи і нерівномірність контакту фаз по площі тарілки, що зростає зі збільшенням діаметра апарата [42].

Перехресноточні тарілки.

Перехресноточні тарілки належать до зливальних тарілок, на які газ надходить знизу через патрубки або отвори, а рідина з тарілки, що знаходиться вище, зливаючись, переміщується в діаметральному напрямку до зливної перегородки [6, 89, 90, 108].

У результаті взаємодії фаз у робочому режимі між тарілками утворюється три зони, послідовно розташовані одна над одною: 1 – барботажна, де в основному відбувається масообмін; 2 – зона бризів і великих крапель; 3 – зона дрібних крапель, що витають, яка одночасно є сепараційною, тому що тут більш великі краплі відокремлюються від потоку газу.

Однак межі цих зон розмиті і можуть зміщатися під впливом тиску.

Висота барботажної зони визначається висотою зливної перегородки, що передує зливному пристрою [71].

Перехресноточні тарілки без транспортуючого ефекту.

До найбільш широко розповсюджених перехресноточних тарілок без транспортуючого ефекту належать ковпачкові, сітчасті і клапанні тарілки [6, 108].

Ефективність роботи ковпачкової тарілки визначається наступними основними параметрами: навантаженням тарілки по рідині і газу (пари), відстанями між тарілками, довжиною лінії барботажу, глибиною занурення ковпачка в рідину, щільністю рідини і газу (пари), а також ступенем їх перемішування. Необхідно забезпечити також максимальне бризко- й піноутворення (площа поверхні фазового контакту в шарі піни набагато більше, ніж площа поверхні пухирців газу або пари при барботуванні їх через рідину) і мінімальне винесення бризів (перенос рідини з нижніх тарілок на верхні неприпустимий, оскільки це знижує к.к.д. тарілок і може порушити роботу колони) [95, 101].

Явище витікання газу з-під ковпачків у рідину досить складне. При малій витраті газу (пари) через рідину в безпосередній близькості до ковпачка проходять окремі пухирці. Прорізи в ковпачках при цьому мало відкриті, висота нейтрального шару рідини, що не бере участі у процесі, значна, умови міжфазового контакту погані, к.к.д. низький. У міру збільшення витрати газу (пари) струмені його викидаються далі в шар рідини, рідина як би кипить, утворюючи шар піни, і умови фазового контакту поліпшуються. При подальшому збільшенні витрати газу (пари) він виходить з-під ковпачка суцільним потоком, утворюючи на тарілці суцільний двофазний шар, що складається з піни і бризів. Площа поверхні фазового контакту й інтенсивність масообміну при цьому різко зростають [6, 89].

З підвищенням швидкості газу збільшується винесення рідини газом на тарілку, що розташована вище [69, 70, 76].

При великих навантаженнях по парі й рідині настає переповнення переливних пристроїв, що приводить до зворотнього руху рідини на тарілці. Настає “захлинання” колони. Такий режим роботи тарілки розглядається як граничний режим її експлуатації [8, 44].

Оптимальною швидкістю входу газу в рідину в ковпачкових тарілках прийнято вважати 6...8 м/с, але вона може бути й вище: до 10 м/с [75, 77].

В області конструювання ковпачкових тарілок основні зусилля спрямовані на зниження градієнта рівня рідини шляхом застосування невисоких капсульних ковпачків і на зменшення втрат тиску пари при проходженні через канали ковпачкового контактного пристрою за рахунок додання їм більш досконалої аеродинамічної форми [108].

Сітчасті тарілки являють собою перфоровані диски з отворами 2...8 мм (або з щілинами шириною 2...4 мм), обладнані переточними пристроями [1, 5, 61, 111]. Газ або пара, проходячи через отвори в тарілках знизу нагору, утримує на них рідину, що перетікає з тарілки на тарілку по переточних пристроях так само, як і в колонах з ковпачковими тарілками [90].

Ці тарілки відносно прості за будовою, однак мають вузький діапазон зміни навантаження по газу. При малих навантаженнях рідина протікає через отвори, а при великих – виноситься потоком газу на тарілки, які розташовані вище. Крім того, нормальна робота сітчастих тарілок можлива тільки за умови збереження чистоти отворів, тому застосування таких тарілок припустимо лише для поділу рідких сумішей, що не містять зважених твердих частинок і не утворюють твердого осаду протягом процесу [5, 72, 114, 122].

Масо- і теплообмін між парою (газом) і рідиною в основному відбувається на деякій відстані від полотна сітчастої тарілки в шарі піни й бризів. Тиск і швидкість газу (пари), що проходить через отвори, повинні бути достатніми для подолання опору шару рідини на тарілці й опору її стікання через отвори. Сітчасті тарілки необхідно встановлювати строго горизонтально для забезпечення рівномірного контакту між рідкою і паровою фазами на площі тарілки. Ці тарілки простіше й дешевше ковпачкових і мають менший

гідрравлічний опір [101, 113].

При невеликих швидкостях, що не перевищують швидкості вільного підйому бульбашок цього газу в даній рідині, утвориться типовий барботажний (бульбашковий) шар, тобто пухирці газу під дією сили Архімеда вільно спливають у рідині зі швидкістю 0,1...0,4 м/с. Лише в тонкому шарі рідини, що примикає до ґрат, швидкість газу наближається до швидкості пухирця – від декількох метрів за секунду після відриву його від отвору до десятих часток метра за секунду у барботажному шарі. Однак і для типового барботажу характерно, що над барботажною зоною, у якій знаходиться основна маса рідини, звичайно існує зона піни, а над нею – зона бризів, причому дві останні містять лише незначну частину рідини [72].

Зона піни при малих швидкостях газу (пари) утворюється внаслідок того, що кінетична енергія спливаючих пухирців газу може бути недостатньою для подолання механічної міцності поверхневої плівки, особливо адсорбційного шару поверхнево-активних речовин. Тому над типово барботажною зоною утворюється зона малорухомої комірчастої структурованої піни [2, 3].

Над газорідинною зоною, у якій рідина є суцільною фазою, завжди існує зона бризів. При виході пухирців газу (пари) із шару рідини (піни) і руйнуванні поверхневої плівки завжди утворюються бризи, що піднімаються потоком газу над шаром рідини або піни на різну висоту в залежності від ступеня їхньої дисперсності і швидкості газу. Зі збільшенням швидкості газу зона піни розширюється [33, 116].

Недоліки колон із сітчастими тарілками: жорсткість режиму та неможливість коливання навантаження в значних межах, швидке стікання рідини з тарілок у випадку зупинки колони, істотне зниження ефективності дії тарілок при порушенні горизонтальності їх установки і схильність малих отворів сітчастих тарілок до засмічення і роз'їдання. Однак деякі дослідження [72] показують, що при раціональній конструкції сітчастої тарілки припустимі коливання навантаження по газу в 2-2,5 рази, що в багатьох випадках цілком достатньо. Тому основні причини відмовлення від використання сітчастих

тарілок – засмічення і корозія отворів, а також здатність деяких сумішей утворювати стійку піну [33, 44, 90].

Клапанні тарілки.

Конструктивні особливості клапанних тарілок, на відміну від інших конструкцій, дозволяють зберігати високу інтенсивність масопередачі майже в усьому допустимому інтервалі зміни навантажень колони [23, 39, 59, 61, 81, 86, 95, 103].

Найбільш стійкими в роботі є баластові клапани, у яких легкий клапан розміщений усередині більш важкої баластової деталі. Таким чином при невеликих витратах газу піднімається лише один легкий клапан, а при великих – разом з баластовою деталлю. Діаметр круглих отворів у клапанних тарілках звичайно дорівнює 40 мм; діаметр клапана – 50 мм, висота підйому клапана – 8...12 мм, товщина – 2 мм, маса – 30 г. У колонах, що працюють під атмосферним тиском, відстань між центрами клапанів у 2 рази більше їхнього діаметра, а при надлишковому робочому тиску – у 3-4 рази [31, 39].

К.к.д. клапанних тарілок вище к.к.д. звичайних ковпачкових тарілок і досить стабільний. Зняття продукції з одиниці об'єму таких колон також значно вище [31, 47, 49, 78, 81, 93, 102].

Переваги клапанних тарілок – високі відносні швидкості газу (пари) і рідини, що обумовлюють значну інтенсивність масообміну, низький перепад тисків на сухій тарілці, стабільність робочого режиму в широкому інтервалі зміни навантажень по газу (парі) [31, 47].

Клапанні тарілки в порівнянні з традиційними ковпачковими мають продуктивність на 20...30% вище при практично однаковій ефективності дії [101, 108].

Металоємність цих тарілок значно нижче, ніж ковпачкових, тому вартість клапанної тарілки, по літературним даним, складає близько 2/3 вартості ковпачкової. Подальше удосконалення клапанних тарілок йде в напрямку підвищення ефективності локального контакту фаз, наприклад, за рахунок підвищення турбулізації потоку газової фази [92, 108].

Вимоги до розширення діапазону усталеної роботи тарілок привели до створення різних конструкцій баластових клапанних тарілок. До найбільш розповсюджених конструкцій відносяться баластові тарілки „Глітч” типу А1 і А2 і клапанні тарілки об'єднання „Хепос”, що працюють у двох режимах навантаження [39, 109, 116].

Тарілки з круглими клапанами удосконалюють шляхом зменшення втрат тиску як за рахунок створення більш обтічної форми самого клапана, так і за рахунок зменшення коефіцієнта опору вхідного отвору під клапаном. Для цього кромки отворів під клапанами відгинаються у вигляді сопла Вентурі. Це дозволяє знизити втрати тиску на тарілці майже на 50%. При використанні клапанних тарілок великих діаметрів із клапанами „Глітч” для збільшення рівномірності їхньої роботи й розширення ефективного діапазону усталеної роботи рекомендується застосовувати клапани різної маси. Відповідно виготовляють їх з металевого листа товщиною 1,5...3 мм [39].

Прямоточні тарілки з транспортуючим ефектом.

Поряд з перехресноточними тарілкам усе більш широке промислове застосування одержують різні типи прямоточних тарілок із транспортним ефектом [14, 17, 22, 47]. До представників цього типу тарілок можна віднести язичкові, Вентурі й пластинчасті. Основні переваги прямоточних тарілок – висока інтенсивність взаємодії фаз у робочому інтервалі навантажень, великі допустимі швидкості по паровій фазі через те, що пара рухається в міжтарілчастому об'ємі не вертикально нагору, а вздовж тарілки. У зв'язку з цим з'являється й інша перевага прямоточних тарілок: пар, рухаючись уздовж тарілки, підштовхує рідину до зливного пристрою. Тим самим ліквідується градієнт рівня рідини та збільшується пропускна здатність тарілок по рідині [49, 104].

Конструктивне оформлення язичкових тарілок досить просте [101, 108, 110].

Однак прямоток газу і рідини в двофазному шарі викликає й негативні явища, до яких, у першу чергу, необхідно віднести утворення ущільненої

газорідинної подушки над переливом при підвищених навантаженнях по газу й рідині. Це обмежує пропускну здатність переливу і збільшує бризковинесення з області, розташованої в зоні переливного пристрою. Для боротьби з такими явищами проводять секціонування газорідинного потоку шляхом установки на тарілці різного типу відбійних елементів, які сприяють рівномірному розподіленню потоків у міжтарілчастому просторі [79, 88]. До найбільш розповсюджених конструкцій цього типу відносяться сітчасті тарілки з відбійними елементами ВНДІНафтомаш [108].

Для підвищення рівномірності розподілу потоків в апаратах із прямоточними тарілками рекомендується заповнювати міжтарілчастий простір об'ємною насадкою, що має великий вільний об'єм.

Промислове застосування такого виду апаратів утруднене через те, що переробка забруднених рідин швидко приведе до зменшення вільного об'єму насадки, що погіршить гідродинамічну обстановку на тарілці й істотно знизить ефективність масообміну. Усі описані конструкції тарілок мають постійний живий переріз для проходу пари і, отже, вузький діапазон усталеної роботи [17].

Для розширення діапазону усталеної роботи прямоточних тарілок розроблено ряд конструкцій, що забезпечують зміну живого перерізу при зміні витрати пари. Найбільш широке промислове впровадження отримали клапанні тарілки конструкції ВНДІНафтомаш [108]. У робочому діапазоні навантажень клапани на цих тарілках, піднімаючись, устанавлюються під кутом до площини тарілки, в результаті чого з'являється горизонтальна складова швидкості руху пари, яка визначає транспортуючий ефект. Однак на цих тарілках усе-таки відсутній яскраво виражений прямоток через те, що пара виходить з-під клапана з усіх боків і, на відміну від чисто прямоточних тарілок, конструктивне оформлення клапанних тарілок ВНДІНафтомаш таке ж, як і барботажних, – вони мають планки, що визначають наявність запасу рідини на тарілці в порівняно великому інтервалі навантажень [108].

Різна довжина ніжок на цих клапанах, яка визначає похиле положення

клапана в робочому стані, викликає підвищену схильність клапанів до заклинювання. У результаті при наступному зниженні навантаження тарілки по парі клапани залишаються відкритими, що приводить до провалу рідини і зниженню ефективності дії тарілки.

Подальшим удосконаленням клапанних прямоточних тарілок, спрямованим на збільшення затримки рідини на тарілці, а отже, і ефективності дії, є клапанні тарілки, обладнані прямокутними клапанами, що мають аркові або язичкові просічки, спрямовані убік, протилежний відкриттю клапанів. Тут досягається додаткове вихроутворення і збільшення терміну затримки рідини на тарілці [19, 101, 108].

Прямоточно-перехресноточні тарілки з транспортуючим ефектом.

Один із найбільш перспективних напрямків у підвищенні ефективності дії прямоточних тарілок з'явився в результаті створення конструкцій тарілок, що об'єднують у собі прямоточні і перехресноточні контактні елементи. Ці конструкції, при правильно обраному поєднанні прямоточних і перехресноточних елементів, забезпечують досягнення високих питомих навантажень по парі й рідині, що характерно для прямоточних тарілок, і гарну поділяючу здатність в усьому інтервалі зміни навантажень, що характерно для перехресноточних тарілок колонних апаратів [15, 17, 30]. Крім круглих отворів, пропонується виконувати на полотні звичайної сітчастої тарілки виштампувані щілинні отвори, підняті над її поверхнею, чим забезпечується досить велика горизонтальна складова швидкості пари. Такий пристрій особливо вигідно застосовувати в тарілках великого діаметра, тому що навіть у вакуумних колонних апаратах при великих діаметрах питомі навантаження по рідині на одиницю довжини зливу стають досить великими ($5,5 \cdot 10^{-3} \dots 7 \cdot 10^{-3} \text{ м}^3/\text{м} \cdot \text{с}$) і виявляється шкідливий вплив градієнта рівня рідини [17, 108, 101].

Для запобігання можливості провалу рідини не тільки на початковій ділянці її руху по тарілці, але й по всій площі тарілки необхідно використовувати прямоточні елементи. Крім того, великий градієнт рівня рідини й підбор її на зливній планці зумовлюють збільшені втрати тиску, що

особливо шкідливо у випадку використання колонних апаратів для вакуумної ректифікації. Застосування прямоточних елементів знижує втрати тиску на тарілці як за рахунок ліквідації зазначених явищ, так і за рахунок зменшення затримки рідини на тарілці. Однак при занадто великому відсотку живого перерізу, що приходиться на частку прямоточних елементів, тарілка може працювати в прямоточному режимі з мінімальною затримкою рідини, що приведе до зниження ефективності її дії. У зв'язку з цим дуже важливо вибрати таку кількість і таке розташування прямоточних елементів, щоб переваги обох типів тарілок були збережені. Для збільшення діапазону усталеної роботи тарілки доцільно, як і в інших випадках, живий переріз тарілки виконувати регульованим. Саме цей принцип закладений у конструкції жалюзійно-сітчастої тарілки [30, 108].

Переваги клапанних тарілок – високі відносні швидкості газу і рідини, що обумовлюють значну інтенсивність масообміну, низький перепад тиску на сухій тарілці, менше бризковинесення і велика питома продуктивність. При цьому вони більш технологічні у виготовленні й монтажі. Перевага їх у порівнянні з тарілками інших типів полягає в тому, що вони можуть працювати без провалу в широкому інтервалі зміни навантажень по рідині і газу (пари) [6, 90, 108]. Так, коефіцієнт стійкості (відношення максимальної швидкості пари до мінімальної) при помірних величинах тиску для клапанних тарілок дорівнює 8:1, а в баластових навіть 9:1, тоді як для сітчастих тарілок цей коефіцієнт не перевищує 2:1...3:1, а для ковпачкових – 4:1...5:1 [90, 101, 102]. Як видно, коефіцієнт стійкості для клапанних тарілок майже удвічі вищий, ніж у ковпачкових, що є однією з важливих переваг цього типу тарілок.

1.2. Гідродинаміка клапанних тарілок

1.2.1. Гідравлічний опір тарілок

Гідравлічний опір є важливою експлуатаційною характеристикою контактних тарілчастих пристроїв. Він у значній мірі визначає енергетичні

витрати на поділ сумішей і можливості використання цих пристроїв для того або іншого процесу поділу.

Загальний опір тарілки звичайно представляють у вигляді суми трьох складових [6]:

$$\Delta P = \Delta P_c + \Delta P_p + \Delta P_\sigma, \quad (1.1)$$

де ΔP_c – опір сухої тарілки; ΔP_p – опір рідинного шару; ΔP_σ – опір, обумовлений силами поверхневого натягу.

Гідравлічний опір сухих контактних пристроїв визначається в основному втратами напору на подолання місцевих опорів у вигляді звужень, розширень, поворотів потоку газу, що проходить через контактний елемент.

Залежність гідравлічного опору сухої клапанної тарілки від швидкості газу має три області, що є характерними для тарілок з перемінним живим перерізом і залежать від положення клапана. Коли клапани знаходяться в статичному стані, гідравлічний опір сухої тарілки розраховують за рівнянням [21, 30, 90]:

$$\Delta P_c = \xi \frac{W_0^2 \rho_\Gamma}{2}, \quad (1.2)$$

де ξ – коефіцієнт гідравлічного опору сухої тарілки; W_0 – швидкість газу в отворі під клапаном, м/с; ρ_Γ – густина газу, кг/м³;

Коефіцієнт гідравлічного опору сухої тарілки звичайно визначають на підставі експериментальних даних, отриманих при продувці моделі тарілки. Величина ξ істотно залежить від конфігурацій і співвідношення розмірів різних перерізів парових каналів. Отримані експериментально величини ξ не завжди можуть бути безпосередньо використані для інших модифікацій однотипних конструкцій тарілок [77].

Найбільш об'ємні дослідження з вивчення гідравлічного опору клапанних тарілок викладені в роботах [10, 60, 68, 113].

Дослідженнями [113] встановлені три області зміни гідравлічного опору в залежності від швидкості газу і висоти підйому клапана. На перехід з однієї області роботи в іншу можна впливати зміною конструктивних параметрів

тарілки. Для тарілок „Глітч” отримані наступні рівняння для визначення опору сухої тарілки:

$$\Delta P_c = \frac{K_1}{g} \frac{\rho_\Gamma}{\rho_p} W_0, \quad (1.3)$$

$$\text{де } K_1 = 3450 \left(\frac{F_{z \min}}{F_\epsilon} \right)^{-1,8},$$

$$\text{для піднятих клапанів } K_1 = 2120 \left(\frac{F_{z \min}}{F_\epsilon} \right)^{-0,8}.$$

Тут $F_{z \min}$ – початковий переріз зазорів для проходу газу між клапанами і тарілкою, м²; F_ϵ – площа вільного перерізу тарілки, м²; ρ_p – густина рідини, кг/м³.

Для другої області, коли клапани безсистемно опускаються й піднімаються на тарілці:

$$\Delta P_c = K_2 \frac{m_k}{f_0 \cdot \rho_p} + K_3 \frac{\rho_\Gamma}{g \rho_p} W_0^2, \quad (1.4)$$

$$\text{де } K_2 = 6,71 \left(\frac{F_\epsilon}{F_{\kappa 0}} \right)^{-2,49} \cdot e^{5,91} \cdot \frac{F_\epsilon}{F_{\kappa 0}}, \quad K_3 = 920 \left(\frac{F_{z \max}}{F_\epsilon} \right)^{-2,85},$$

де $F_{\kappa 0}$ – загальна площа прохідного перерізу клапанів, м²; m_k – маса клапана, кг; f_0 – площа отвору під клапаном, м²; $F_{z \max}$ – максимальний переріз зазорів для проходу газу між клапанами і тарілкою, м².

У роботах [10, 83] отримані наступні залежності коефіцієнта опору для області, коли клапани лежать на тарілці і коли клапани цілком підняті над тарілкою:

$$\xi_{1,3} = \frac{0,14}{T_{1,3}^2} + 3,12, \quad (1.5)$$

$$\text{де } T_{1,3} = \frac{\delta_{1,3}}{d_0} \text{ – відношення величини зазору під клапаном } \delta \text{ до діаметра}$$

отвору d_0 ; індекси 1,3 відносяться до верхнього і нижнього положення клапанів.

В області, де висота клапана змінюється:

$$\xi = K \cdot q + \left(1 - \frac{K}{3}\right)^{3,12}, \quad (1.6)$$

де $q = \frac{4 \cdot G_{\kappa}}{\pi \cdot d_0^2}$ – вага клапана, віднесена до площі отвору, кг/м².

Коефіцієнт K знаходили з рівняння:

$$K = \frac{1}{d_0^2 - \frac{\ln \lambda + 1/3}{1,12}}, \quad (1.7)$$

де $\lambda = \frac{d_{\kappa}}{d_0}$ – відношення діаметра клапана до діаметра отвору.

З рівняння (1.6) видно, що коефіцієнт опору залежить від конструктивних параметрів тарілки.

У табл. 1.1 приведені рівняння для деяких типів тарілок, що можуть бути використані при розрахунку величини ξ , а також усереднені значення коефіцієнта гідравлічного опору $\xi_{\text{ср}}$.

У випадку, коли клапани знаходяться в стані динамічної рівноваги – у режимі саморегулювання, гідравлічний опір сухої тарілки змінюється незначно і його величина залежить не тільки від конструкції клапанів, але й від маси клапанів. Запропоновані рівняння для розрахунку гідравлічного опору в цій області різні для різних конструкцій тарілок.

Таблиця 1.1

Дані для розрахунку гідравлічного опору сухих тарілок

Тип тарілки, літературне джерело	Рівняння і значення коефіцієнта гідравлічного опору	Позначення і параметри
1	2	3
Сітчаста, ґратчаста [5, 29, 30]	$\xi = (1 - \varphi_c)^2 + (0,5 - 0,4\varphi_e) + \frac{4000\varphi_e d_0 s}{\text{Re}_T^2 d_e}$	φ_e – відносний вільний переріз тарілки м ² /м ² ; d_0 – діаметр отвору, м; d_e – еквівалентний діаметр отворів тарілки, м; s – товщина тарілки, м.
Трубчато–ґратчаста [90] ґратчаста Дірчаста	$\xi_{\text{ср}}=0,9-1,0$ $\xi_{\text{ср}}=1,4-1,6$ $\xi_{\text{ср}}=1,5-1,8$	$\xi_{\text{ср}}$ – усереднена величина коефіцієнта гідравлічного опору
Струминна прямоточна [104]	$\xi_{\text{ср}}=1,2$	
Клапанна тарілка [83]	$\xi_{\text{ср}} = \frac{200}{h^2}, h=8 \text{ мм}$ $\xi_{\text{ср}}=3,12 \text{ якщо } h \geq 8 \text{ мм}$	h – висота підйому клапана, мм
Клапанні тарілки [85]	$\xi = A \cdot h^{-1,053},$ $A = 0,067 - 0,004s + \frac{0,0154 \exp(10 - s)}{1 + \exp(10 - s)}$	
[21]	$\xi = \frac{0,14}{T^2} + 3,42; T = \frac{h}{d_0}$	d_0 – діаметр отвору клапана, мм
[22]	$\xi = \frac{0,54}{T^2} + 2,56; T = \frac{h}{a}$	a – ширина отвору, мм
Прямоточна жалюзійно – клапанна [22]	$\xi = \frac{0,96}{T^2} + 4,24; T = \frac{h}{a}$	
Прямоточна клапанна [104]	$\xi_{\text{ср}}=2,6$	
Зі спрямованим уведенням газу з подовжнім секціонуванням [17]	$\xi_{\text{ср}}=2,0$ (аркові просічки) $\xi_{\text{ср}}=2,35$ (язичкові просічки)	

Відомо також менш складне рівняння [23]:

$$\Delta P_c = 1,0 \frac{G_k}{f_0} W_0^{0,15}, \quad (1.8)$$

У роботі [81] відзначається, що область саморегулювання можна розділити на дві ділянки. Тому опір сухої тарілки рекомендується знаходити за

двома рівняннями. На першій ділянці опір залежить від маси клапанів:

$$\Delta P_c = 0,775 \frac{G_\kappa}{f_0} (\sqrt{\gamma_\Gamma} W_0)^{0,15}, \quad (1.9)$$

де γ_Γ – питома вага газу, кг/м³.

На другій ділянці зростає вплив швидкості газу на опір тарілки, причому характер цього впливу залежить від висоти підйому клапана h_κ і діаметра клапана:

$$\Delta P_c = 8,8 \cdot 10^{-3} \left(\frac{G_\kappa}{f_0} \right)^{0,65} \cdot T^{0,88} \cdot F_\epsilon^{-0,48} \cdot (\sqrt{\gamma_\Gamma} W_0)^{0,215-0,1 \left(\frac{h}{d_\kappa} \right)}. \quad (1.10)$$

У роботі [109] пропонується рівняння для розрахунку гідравлічного опору сухої клапанної тарілки зі спрямованим уведенням газу в області динамічного саморегулювання:

$$\Delta P_c = 0,65 \left(\frac{G_\kappa}{f_0} \right) \left(\frac{W_p}{F_\epsilon} \right)^{0,15}, \quad (1.11)$$

де W_p – швидкість газу у вільному перерізі колони, м/с.

Опір, пов'язаний з дією сил поверхневого натягу, можна приблизно визначити за рівнянням [68]:

$$\Delta P_\sigma \cong \frac{\sigma}{r_\Gamma} = \frac{\sigma \cdot \Pi_n}{f_n}, \quad (1.12)$$

де r_Γ – гідравлічний радіус отворів, через які газ виходить у рідину; f_n , Π_n – площа і периметр прорізу відповідно, σ – поверхневий натяг рідини, мН/м.

Звичайно величина ΔP_σ складає кілька міліметрів рідинного стовпа, причому вона значно менше величин двох інших складових загального опору тарілки. Тому цією складовою опору часто можна зневажити [95].

Опір газорідинного шару є складовою частиною загального гідравлічного опору і характеризує висоту спіненого (газорідинного) шару на тарілці.

Розрахунок опору газорідинного шару тарілки досить складний, тому що величини, що підлягають визначенню, залежать одна від одної [81, 113]. У

роботах [59, 115] пропонується опір шару рідини на клапанних тарілках розраховувати за формулою:

$$\Delta P_p = h_p \rho_p g, \quad (1.13)$$

де h_p – висота шару рідини на тарілці, м; ρ_p – густина рідини, кг/м^3 ;

Для ковпачкових, S-подібних і сітчастих тарілок ΔP крім того залежить від коефіцієнта аерації [4]:

$$\Delta P_p = k_\Gamma h_p \rho_p g. \quad (1.14)$$

Для струминних тарілок величина опору шару рідини залежить, головним чином, від витрат пари і рідини і визначається за рівнянням [13]:

$$\Delta P_p = 18,7 \cdot \Delta P_c \frac{h_{0w}}{W_p^4 \rho_\Gamma^2} \rho_p, \quad (1.15)$$

де h_{0w} – підпір рідини над зливною перегородкою, м.

Для струминних тарілок з відбійниками [85] і для прямоточних пластинчастих тарілок [32] рекомендується використовувати наступне рівняння:

$$\Delta P_p = \gamma_p h_p (1 - \xi), \quad (1.16)$$

де величина ξ залежить тільки від швидкості газу і щільності зрошення; γ_p – питома вага рідини, кг/м^3 .

Для прямоточних пластинчастих тарілок пропонується [32] наступна залежність:

$$\Delta P_p = \gamma_p h_p (1 - \xi), \quad (1.17)$$

де величина ξ залежить тільки від швидкості газу і щільності зрошення.

У роботах [33, 99] досліджений зв'язок між опором шару рідини і масообміном. Було показано, що витрата енергії на подолання опору шару рідини є корисною втратою енергії, що затрачується на створення поверхні контакту між газом і рідиною і на масообмін між фазами. На підставі цього зроблено припущення, що втрата енергії газового потоку на подолання ΔP_p повинна бути безпосередньо пов'язана з процесом масообміну наступним чином:

$$\frac{\Delta P_p}{K_{0\Gamma}\alpha} = f(W_p), \quad (1.18)$$

де $K_{0\Gamma}$ – коефіцієнт масопередачі в газовій фазі, віднесений до одиниці площі тарілки; α – кут відкриття клапана, град..

У табл. 1.2 приведені розрахункові залежності для визначення величин h_p , ΔP_p і k_{Γ} , що рекомендуються різними авторами для деяких типів тарілок.

У роботі [50] повний гідравлічний опір для клапанної тарілки перехресного типу пропонується знаходити з урахуванням вільного перерізу тарілки: для $F_{св}=7,6...12\%$

$$\Delta P = \frac{300 \cdot L_v^{0,12} \cdot W_p^{1,26} \cdot h_w^{0,3}}{F_{св}}, \quad (1.19)$$

для $F_{св}=14...20\%$

$$\Delta P = \frac{353 \cdot L_v^{0,12} \cdot W_p^{0,9} \cdot h_w^{0,3}}{F_0}, \quad (1.20)$$

де L_v – об'ємне навантаження по рідині, м³/(м·год).

У роботі [113] гідравлічний опір клапанної тарілки розглянутий як функція від швидкості газу W_p , щільності зрощення L_v і маси клапана m_k . У діапазоні зміни цих величин $W_p=0,4-1,9$ м/с; $L_v=25 \cdot 10^{-3}-81 \cdot 10^{-3}$ м³/м²·год і $m_k=0,0225-0,0295$ кг, отримано рівняння:

$$\Delta P = \left[(9,16 \cdot 10^3 \cdot m_k \cdot 7) + 8,66 \cdot 10^4 \cdot L_v \right] \cdot 10^{0,034W_p}. \quad (1.21)$$

Вищенаведений матеріал свідчить про велику кількість підходів і отриманих рівнянь для визначення гідравлічного опору тарілок.

Але, аналізуючи рівняння, можна прийти до єдиного висновку, що гідравлічний опір клапанних тарілок є функцією конструктивних параметрів тарілки, фізичних властивостей газової (парової) і рідкої фаз і технологічних режимів роботи тарілок. Це свідчить, що немає єдиного універсального рівняння для визначення гідравлічного опору всіх типів тарілок.

Таблиця 1.2

Рівняння для розрахунку висоти шару рідини, опору шару рідини на тарілці та коефіцієнта аерації

Тип тарілки, літературне джерело	Висота статичного шару рідини	Опір шару рідини й коефіцієнт аерації	Умовні позначення
Ковпачкова	$h_{ст} = h_0 + h_{0w} + 0,5 \Delta$	$k_{\Gamma} = 0,66 + \frac{16,2}{h_p} - \frac{0,85}{h_p} W_p^4 \rho_{\Gamma}^2$ $\Delta P_{р.р.} = k_{\Gamma} h_p \rho_p g$	h_0 – початковий підпір рідини над зливною перегородкою, м; h_{0w} – підпір рідини над зливною перегородкою, м; Δ – градієнт рівня рідини на тарілці, м,
Сітчаста [5]	$h_{ст} = h_w + h_{0w}$	$\Delta P_p = 1,3 \left(\rho_p^* h_w + \sqrt[3]{\gamma_p^* h_{0w}} \right) \rho_p g$	h_w – висота зливної перегородки, м; ρ_p^* – відносна густина

			рідини; γ_p^* – відносна щільність вага рідини
Клапанні [83]	$h_{cm} = k_{\Gamma} h_w + 2,84 \sqrt{k_{\Gamma} (L/B)^2}$	$\Delta P_{\text{max}} = h_p \rho_p g$	L – об'ємна витрата рідини, м ³ /год; B – ширина зливу, м
[110]	в барботажному режимі $h_{cm} = 1,41 W_p^{-0,3} (L/B)^{0,23} h_w^{0,5} F_g^{-0,32}$ в струмінно-інжекційному режимі $h_{cm} = 1,48 W_p^{-0,65} (L/B)^{0,23} h_w^{0,5} F_g^{-0,32}$	$\Delta P_p = 0,275 W_p^{2,12} h_p^{1,6-0,31 W_p} \gamma_p$ $\Delta P_p = 0,45 W_p^{-0,3} h_p^{1,17} \gamma_p$	W_p – швидкість газу у вільному перерізі колонни, м/с; F_g – вільний переріз тарілки, м ²
[46]		$\Delta P_p = 0,25 (L/B)^{0,3} h_w W_k^{-m} \gamma_p;$ $m = 2,4 h_w^{0,5}$	
Клапанна прямоточна [36]		$\Delta P_p = 0,8 \frac{Z}{F_T};$ $Z = [1 + 17,5(h_w - 0,02)] \times$ $[k_1(2 + 0,025 L_v) - k_2 t h(W_p - 0,01(56 - 0,25 L_v))];$ $k_1 = 1,0; k_2 = 2,8$	Z_p – запас рідини на тарілці, кг; F_T – площа тарілки, м ² ; L_{max} – навантаження по рідині, м ³ /(м·год)

1.3. Режими роботи клапанної тарілки

У дослідженні гідродинаміки конструкцій тарілок будь-якого типу важливе місце належить вивченню гідродинамічних режимів з метою виявлення робочого інтервалу навантажень. Ключовими для опису режиму є фактори, що визначають гідродинамічний режим, і критерії переходу від одного режиму до іншого [120]. Для тарілок з переливними пристроями визначальним фактором більшість авторів [29, 65, 90, 93, 108] вважає швидкість газу (пари) у вільному перерізі колони.

При роботі клапанної тарілки багатьма дослідниками було виділено три режими роботи тарілки, що відрізняються особливостями взаємодії фаз, що контактують на полотні тарілки і структурою газорідного шару [75]:

- несталий;
- барботажний;
- струминно-інжекційний.

У діапазоні малих навантажень по газу спостерігається несталий режим. Для цього режиму характерно протікання рідини через отвори під клапанами на тарілку, що розташована нижче.

Розрахунок мінімальної швидкості газу в отворах під клапанами W_{0min} , що забезпечує відсутність провалу рідини на тарілку, що розташована нижче, має значення для тарілок з переливами, які розміщені під рівнем рідини, мають пристрої для введення газу в рідину і деякий вільний переріз, доступний для стоку рідини через отвори для проходу пари. До таких тарілок, наприклад, належать клапанні, сітчасті, струминні. Фактична швидкість пари в отворах тарілки повинна бути більше мінімальної, при якій припиняється провал. Порушення цієї умови приводить до витoku рідини на тарілку, що розташована нижче, без достатнього контакту з паром і до нерівномірної роботи тарілки, у результаті чого знижується ефективність роботи апарата.

Для розрахунку мінімальної швидкості газу на сітчастих, клапанних або струминних тарілках у роботі [99] пропонується наступне рівняння:

$$W_{0\min} = \left(1 - \frac{W_{0p}}{\mu \sqrt{2g(h_w + h_{0w})}} \right) \sqrt{\frac{2[\rho_p g(h_w + h_{0w}) - \Delta P_\sigma]}{(2\xi + 1)\rho_\Gamma}}, \quad (1.22)$$

де μ – коефіцієнт витрати при витіканні, $\mu \approx 0,62$; W_{0p} – швидкість рідини в отворах тарілки, м/с.

На клапанних тарілках мінімальна швидкість може бути приблизно розрахована і за більш простим рівнянням [89]:

$$W_{0\min} \cong \frac{5}{\sqrt{\rho_\Gamma}}. \quad (1.23)$$

Для ковпачкових і жолобчастих тарілок [89]:

$$W_{0\min} = 18,9 \cdot 10^{-5} n L_v \sqrt{\frac{\rho_p - \rho_\Gamma}{\rho_\Gamma}}, \quad (1.24)$$

де n – число ковпачків на тарілці.

Для сітчастих тарілок пропонується наступна залежність [6]:

$$W_{0\min} = \frac{100}{\xi \rho_\Gamma} \left(1 - \sqrt{1 - 2 \cdot 10^{-3} \xi [\rho_p g(h_w + h_{0w}) + \Delta P_\sigma + 63]} \right). \quad (1.25)$$

На думку [90], рівняння (1.24) більш повно враховує вплив різних факторів і дає достатню точність при практичних розрахунках.

При збільшенні навантаження по газу настає барботажний режим. Він характеризується вступом у роботу всіх клапанів і приводить до утворення стійкого барботажного шару у вигляді піни з великими комірками.

Швидкість газу, при якій відбувається зміна другого й третього режимів роботи, для клапанних барботажних тарілок може бути визначена за рівнянням [81]:

$$W_{2-3} = 3,26 q^{0,41} Z^{0,41} F_0, \quad (1.26)$$

де q – вага клапана, віднесена до площі отвору кг/м^2 ; $Z_f = \frac{f_0}{f_3}$ –

відношення площі отвору під клапаном до площі перерізу (зазору) між клапаном і тарілкою, м^2 .

Для тарілок зі спрямованим уведенням газу пропонується наступна залежність [109]:

$$W_{2-3} = 1,21F_6 \left(\frac{G_k}{f_0} \right)^{0,84} (\operatorname{tg} \alpha)^{-0,2}. \quad (1.27)$$

При ще більшому збільшенні швидкості газу тарілка переходить до струминно-інжекційного режиму роботи. При цьому струмені газу вириваються на поверхню рідини. Для цього режиму характерно те, що відстань між міхурами стає настільки малою, що вони зливаються в безперервний струмінь. Швидкість міхурів, що піднімаються, змінюється мало і залежить тільки від витрати газової фази.

1.4. Міжтарілчасте винесення рідини

При барботажу газу через шар рідини відбувається утворення крапель рідини різних розмірів як за рахунок кінетичної енергії вихідного газу, так і внаслідок звільнення поверхневої енергії при розриві пухирців газу [53]. При цьому краплі великих розмірів, піднявшись на деяку висоту за рахунок початкової швидкості, незабаром падають униз. Дрібні ж краплі захоплюються потоком газу і захоплюються на тарілку, що розташована вище. Однак роль таких крапель у долі винесеної рідини мала. Значне винесення відбувається у випадку, коли при досить великій швидкості газу краплі підкидаються й висота підкидання краплі перевищує відстань між тарілками, а сепаруюча дія тарілки, що розташована вище, недостатня для того, щоб повернути краплю назад.

Питанню дослідження механізму винесення рідини газом присвячено порівняно багато робіт [1, 3, 20, 68-70, 72, 114, 119, 121]. Так установлено, що при невеликих висотах сепараційного простору значну масу винесення складають великі маси рідини, що підкидаються, а не краплі. При високих швидкостях газу міжтарілчасте винесення відбувається в основному за рахунок кінетичної енергії газового потоку. Крім вищевказаних факторів, на величину винесення також впливають конструктивні параметри тарілки, навантаження по

рідині, глибина барботажу, відстань між тарілками.

При аналізі впливу швидкості газу (пари) на винесення рідини варто розрізняти швидкість газу на виході з барботажного шару і швидкість газу у вільному перерізі колони [68]. Від першої залежить ежекція рідини з зони барботажу, від другої – транспорт рідини, що потрапила в сепараційний простір. Причому вирішальний внесок вносить швидкість газу на виході з барботажного шару. При зміні відстані між тарілками міжтарілчасте винесення змінюється, причому істотно при $H < 400$ мм і несуттєво при $H > 400$ мм. Ряд авторів вважає [20, 34, 54, 70, 75], що варто враховувати не відстань між тарілками, а висоту сепараційного простору.

Вивчення впливу навантаження по рідині на винесення приводить до різних результатів. Так, у роботі [114] відзначається, що при збільшенні навантаження по рідині винесення знижується; а згідно [120] винесення в зазначених умовах знижується до визначеної величини, а потім зростає. За даними робіт [1, 68] збільшення витрати рідини приводить до росту винесення, внаслідок зменшення величини сепараційного простору. За даними [113] збільшення навантаження по рідині подвійно впливає на характер зміни винесення рідини, тобто може викликати як збільшення винесення, так і його зниження в залежності від величини навантаження по рідині.

У роботі [109] установлено, що часткова компенсація прямого руху фаз зменшує винесення, особливо при швидкостях газу, що відповідають інтенсивним режимам роботи тарілок ($W_p > 2$ м/с).

Винесення рідини потоком газу приводить до погіршення ефективності роботи тарілок [99] і збільшенню навантаження по рідині. Рекомендується забезпечувати величину відносного винесення рідини, близьку до оптимального значення [8, 70]:

$$e_{opt} = (0,1 \div 0,3) \frac{L}{V\eta}, \quad (1.28)$$

або, згідно [43], винесення повинне знаходитися в межах $e_{opt}=0,1-0,25$ кг/кг.

Звичайно величину винесення приймають такою, що дорівнює 0,1 кг/кг [90]. У роботах [11, 12] при швидкостях газу (пари), що відповідають розрахунку за рівнянням Саудерса і Брауна, допустиму величину винесення встановлюють диференційовано, в залежності від відстані між тарілками і тиску в колоні.

1.5. Масопередача на тарілках

Кількість маси, що перейшла з однієї фази в іншу, для будь-якого сталого масообмінного процесу можна виразити рівнянням [43]:

- для рідкої фази

$$M = K_{OL} F(x^* - x), \quad (1.29)$$

- для газової фази

$$M = K_{OG} F(y - y^*). \quad (1.30)$$

У зв'язку з недостатньою вивченістю механізму переносу речовини, аналітичне обчислення коефіцієнта масопереносу для кожної фази представляє певні труднощі. У літературі запропонований цілий ряд теоретичних моделей, що представляють різні схеми механізму переносу у фазі і через поверхню розділу фаз: плівкова модель, модель відновлення поверхні контакту фаз, модель дифузійного прикордонного шару й інші [4, 7, 9, 23, 27, 29, 44, 47, 54, 65, 71].

Для опису процесу переносу речовини в системі газ-рідина може бути застосована модель прикордонного дифузійного шару, яка дає можливість пов'язати реальну гідродинамічну обстановку у фазах з інтенсивністю масопереносу [73].

Модель прикордонного дифузійного шару заснована на спільному розв'язанні рівнянь гідродинаміки і конвективної дифузії. Ця модель пояснює явища, що відбуваються в поверхні розділу фаз, існуванням в'язкого підшару рідини, в якому відбувається загасання пульсацій у міру наближення до поверхні розділу фаз. Безпосередньо в поверхні розділу фаз в'язкий підшар

переходить у дифузійний прикордонний шар, у якому коефіцієнт турбулентної дифузії стає менше коефіцієнта молекулярної дифузії, і молекулярний перенос починає переважати над турбулентним. Тому в дифузійному прикордонному шарі зосереджений основний опір масопереносу.

За цією моделлю коефіцієнт масовіддачі виражається рівнянням [73]:

$$\beta = \frac{D_n}{Y} (\text{Pr})^{1/n}, \quad (1.31)$$

де Y – товщина в'язкого підшару, м.

На підставі викладеного вище можна зробити висновок, що для інтенсифікації масопереносу необхідно зменшити товщину дифузійного прикордонного шару за рахунок збільшення ступеня турбулізації взаємодіючих фаз.

Найбільш достовірним значенням n для границі газ-рідина є $n=2$ [73].

Визначення β за рівнянням (1.31) утруднене внаслідок того, що величини Y і n , що входять у це рівняння, визначаються дослідним шляхом.

Розглядаючи масоперенос на підставі принципу адитивності дифузійних опорів у рідкій і газовій фазах [43]:

$$1/K_{OL} = 1/\beta_L + 1/m\beta_G, \quad (1.32)$$

$$1/N_{OL} = 1/N_L + 1/\lambda N_G, \quad (1.33)$$

$$1/K_{OG} = 1/\beta_G + m/\beta_L, \quad (1.34)$$

$$1/N_{OG} = 1/N_G + \lambda/\lambda N_L, \quad (1.35)$$

можна розділити вивчення масопередачі на дослідження масовіддачі окремо в газовій і рідкій фазах.

Закономірність масообміну в рідкій фазі найчастіше вивчають шляхом проведення дослідів по абсорбції або десорбції газу, що погано розчиняється у воді (O_2 або CO_2) [29, 41, 93, 95, 105]. У цьому випадку практично весь дифузійний опір масопереносу зосереджено в рідкій фазі і можна припустити, що $K_{OL} \approx \beta_L$.

Найбільш розповсюдженим методом вивчення масообміну в газовій фазі

є проведення дослідів по абсорбції газу, що добре розчиняється у воді (звичайно NH_3) [96, 105, 109].

Коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі визначається з використанням рівнянь адитивності, відніманням від загального опору масопередачі опір з боку рідкої фази з урахуванням фізико-хімічних властивостей системи. Тут також доречно відзначити, що досліди по визначенню β_L , β_G повинні проводитися в однакових гідродинамічних умовах. У роботі [41] пропонується визначення β_L , β_G шляхом проведення дослідів по одночасному випаровуванню води і десорбції O_2 або CO_2 .

У літературі [74, 78, 81, 82, 91, 97] приводиться ряд методів, по розкладанню коефіцієнтів масопередачі на складові, котрі засновані на використанні рівнянь адитивності дифузійних опорів, однак вони недостатньо точні.

В даний час використовують два підходи до дослідження масовіддачі [96]:

- вивчення коефіцієнта масовіддачі, віднесеного до одиниці поверхні контакту фаз β_L , β_G ; разом з вивченням поверхні контакту фаз на одиниці площі тарілки F (m^2/m^2) або питомої поверхні контакту a (m^2/m^3);
- вивчення коефіцієнтів масовіддачі, віднесених до одиниці площі тарілки β_{Lf} , β_{Gf} .

Зв'язок між коефіцієнтами масовіддачі, віднесеними до одиниці поверхні контакту фаз, і коефіцієнтами масовіддачі, віднесеними до одиниці площі тарілки, виражаються простими рівняннями:

- для газової фази

$$\beta_{Gf} = \beta_G \cdot F, \quad (1.36)$$

- для рідкої фази

$$\beta_{Lf} = \beta_L \cdot F. \quad (1.37)$$

Перший підхід передбачає експериментальне визначення β_{Lf} , β_{Gf} і F (або a), а потім на підставі рівнянь (1.36, 1.37) одержання β_L , β_G .

Другий підхід передбачає сукупне вивчення β_{Lf} , β_{Gf} (або фазових чисел N_G і N_L).

З погляду розрахунку числа реальних тарілок обидва підходи рівноцінні.

Однак у даний час ще відсутні досить надійні залежності розрахунку поверхні контакту фаз, особливо для апаратів великих діаметрів, тому другий підхід одержав на практиці більш широке поширення [81, 93, 95, 98].

У літературі [6, 96, 108] запропоновані як рівняння для визначення β_G і β_L , так і рівняння для визначення β_{Lf} і β_{Gf} .

Рівняння для β_G і β_L звичайно мають вигляд:

- для газової фази

$$Nu_G = A \cdot Re_G^m \cdot Pr_G^n, \quad (1.38)$$

- для рідкої фази

$$Nu_L = A \cdot Re_L^m \cdot Pr_L^n. \quad (1.39)$$

Узагальнення більшості робіт, що стосуються дослідження коефіцієнтів масовіддачі, віднесених до одиниці поверхні контакту фаз і самої поверхні контакту, представлено в монографії [89].

У роботі [96] запропонований поетапний метод дослідження частинних коефіцієнтів масовіддачі на барботажних тарілках з позиції другого підходу. Сутність цього методу полягає в тому, що на першому етапі дослідження виділяються основні, так звані “визначальні параметри”, що безпосередньо впливають на частинні коефіцієнти масовіддачі (β_{Lf} і β_{Gf}), і встановлюється кількісний зв'язок між ними. На другому етапі досліджується відтворення залежності, отриманої на першому етапі, на інших газорідних системах. На третьому етапі досліджується вплив на коефіцієнт масовіддачі фізико-хімічних параметрів і встановлюється остаточний вид розрахункового рівняння.

У роботах [80, 96, 98, 99] встановлено, що на барботажних тарілках при масовіддачі в газовій фазі коефіцієнт масовіддачі β_{Gf} є функцією двох гідравлічних параметрів – швидкості газу в колоні W_p і шару рідини на тарілці h_{cm} , що визначають поверхню контакту фаз:

$$\beta_{Gf} = A \cdot W_p^m \cdot h_{cm}^n. \quad (1.40)$$

При чому навантаження по рідини і конструктивні параметри тарілки впливають на коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі непрямо, через зміну визначальних гідравлічних параметрів W_p і h_{cm} .

Значення коефіцієнта і показників степеню у рівнянні (1.40) при W_p вираженій у м/с, h_{cm} – у м, β_{Gf} – у м/с, за даними ряду дослідників приведені в табл. 1.3.

Таблиця 1.3

Значення коефіцієнтів A , m , n у рівнянні (1.40)

Літературне джерело	A	m	n	Примітка
60	15,2	0,72	0,5	
29	12	1,05	0,65	
78	11,4	1,06	0,57	Барботаажний і перехідний режим
78	8,7	1,63	0,25	Струмнинний
41	16,6	0,86	0,65	

З урахуванням фізико-хімічних властивостей рівняння (1.39) приводиться до вигляду [89]:

$$Nu_G = A \cdot Re_G^m \cdot Pr_G^k \cdot We^p. \quad (1.41)$$

Як визначальні розміри для критеріїв Nu і Re різні дослідники використовують капілярну сталу χ , висоту шару рідини h_p або конструктивні параметри тарілки (діаметр отвору d_0). Для критерію We за визначальний розмір приймають звичайно h_p .

Коефіцієнти рівняння (1.41), за даними ряду дослідників, поміщені в табл. 1.4. Усі приведені в таблиці рівняння перетворені таким чином, що визначальним розміром для критеріїв Nu , Re і We є h_{cm} .

Таким чином, аналіз літературних даних показав, що більшість дослідників вважають величину h_{cm} основним гідравлічним параметром, що визначає інтенсивність масовіддачі в рідкій фазі на барботаажних тарілках [17, 78, 96, 100].

Таблиця 1.4

Значення коефіцієнтів A , m , k и p у рівнянні (1.41)

Літературне джерело	A	m	K	p
97	2,5	6,72	0,5	-0,39
82	0,265	1,03	0,5	-0,28
23	2,1	0,7	0,5	-0,38
17	1,93	0,9	0,25	-0,05
41	0,252	1,06	0,5	-0,25
102	0,4	1,0	0,5	-0,27

Іншим важливим гідравлічним параметром деякі автори приймають газовміст шару φ , інші – швидкість газу у вільному перерізі колони W_p .

У роботах [17, 96, 111] показано, що коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі є функцією двох гідравлічних параметрів – статичного шару рідини і газовмісту:

$$\beta_{Lf} = A \cdot h_{cm}^m \cdot \left(\frac{\varphi}{1-\varphi} \right)^n, \quad (1.42)$$

де φ – газовміст барботажного шару.

Значення коефіцієнтів у рівнянні (1.42) при h_p вираженій у м, β_{Lf} – у м/с, за даними ряду дослідників приведені в табл. 1.5.

Таблиця 1.5

Значення коефіцієнтів A , m и n у рівнянні (1.42)

Літературне джерело	A	m	n
17	1,22	1,6	0,94
96	0,85	1,13	0,19
82	1,25	1,5	0,8
81	0,67	1,36	1,26

Інші автори стверджують, що коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі є функцією W_k і h_{cm} , що враховується наступним рівнянням:

$$\beta_{Lf} = A \cdot W_k^m h_{cm}^n. \quad (1.43)$$

На підставі викладеного вище можна вважати, що обробку експериментальних даних по масовіддачі в газовій фазі доцільно проводити на

основі рівняння (1.43), а в критеріальному вигляді на основі рівняння (1.41).

Таблиця 1.6

Значення коефіцієнтів A , m , n у рівнянні (1.43)

Літературне джерело	A	m	n	Примітка
81	1,13	0,5	1,25	
111	0,15	0,36	0,78	Барботаажний і перехідний
111	0,14	1,0	0,78	Струминний
4	0,067	0,35	0,58	
78	$2,17 \cdot 10^{-3}$	0	1,0	Перехідний
78	$1,15 \cdot 10^{-3}$	1,0	1,0	Струминний

Необхідно відзначити, що параметри h_{cm} і $\left(\frac{\varphi}{1-\varphi}\right)$, характеризують поверхню контакту фаз, враховують зміну навантаження по газу й рідині і безпосередньо впливають на β_{Lf} , у той час, як W_p впливає на β_{Lf} через зміну газомісту барботаажного шару. Тому рівняння (1.42) більш конкретно відображає фізичну сутність процесу, що відбувається на барботаажних тарілках.

Автори наведених робіт також відзначають, що коефіцієнти масовіддачі в рідкій фазі, які розраховані за відомими з літератури рівнянням, значно відрізняються один від одного, навіть для одного класу тарілок. Це можна пояснити різними методами оцінки перемішування рідини на тарілках, а також конструктивними відмінностями досліджуваних тарілок [4, 78, 81, 96].

Дослідженню впливу фізичних властивостей газу і рідини на ефективність масопереносу присвячено багато робіт. Узагальнення більшості з них представлено в монографії [89].

Значення показників степеня при Pr і Pr_{cm} , для більшості розглянутих у монографії [89] робіт, дорівнює 0,5, що відповідає його теоретичному значенню для моделі прикордонного дифузійного шару і моделі відновлення.

На підставі викладеного вище можна зробити висновок, що для розглянутих контактних тарілок, з достатньою для практики точністю, вплив

фізичних властивостей газу і рідини на ефективність масопереносу враховується співвідношеннями [89]:

для газової фази

$$Nu \sim Pr_G^{0,5} \text{ або } \beta_{Gf} \sim D_G^{0,5}, \quad (1.44)$$

для рідкої фази

$$Nu \sim Pr_L^{0,5} \text{ або } \beta_{Lf} \sim D_L^{0,5}. \quad (1.45)$$

1.6. Постановка задачі дослідження

З літературного огляду випливає, що розрахункові залежності для тарілок і рекомендації з розрахунку різні та залежать від конкретних конструкцій цих пристроїв. Ці залежності не можуть бути використані для розрахунку проектованої тарілки і потрібне проведення спеціальних досліджень для одержання таких відомостей.

На підставі проведеного літературного пошуку й аналізу експериментально-теоретичних матеріалів метою дослідження є розробка вискоефективного контактного пристрою – клапанної тарілки для проведення масообмінних процесів (абсорбції, ректифікації та ін.).

У зв'язку з викладеним вище, задачі даного дослідження можна сформулювати наступним чином:

- теоретичний опис процесу взаємодії фаз у зоні на новій клапанній тарілці;
- розробка математичної моделі руху клапана на тарілці;
- дослідження впливу режимних і конструктивних параметрів клапанної тарілки на ефективність масообміну;
- визначення основних режимних і конструктивних параметрів тарілки, що розроблюється;
- розробка інженерної методики розрахунку і конструювання клапанної тарілки, що пропонується;
- дослідно-промислова апробація.

РОЗДІЛ 2

Опис експериментальних стендів, конструкцій тарілок і методик дослідження

2.1. Конструктивне оформлення експериментальних стендів

При розробці процесів і апаратів хімічної технології необхідними стадіями проектування є побудова початкової моделі, розробка і перевірка прийнятих рішень на дослідницькій або напівпромисловій установці.

Відомо [62], що однією з основних проблем при моделюванні і проектуванні масообмінних апаратів є проблема масштабного переходу, яка полягає в зниженні ефективності масообмінного устаткування зі збільшенням його розмірів. Масштабний ефект має складну природу й обумовлений, головним чином, збільшенням нерівномірності розподілу фаз на промисловому контактному пристрої, у порівнянні з лабораторним макетом.

2.1.1. Стенд для проведення досліджень гідродинаміки і десорбції CO₂

Гідродинамічні дослідження й експерименти по десорбції CO₂ з води в потік повітря проводилися на експериментальній установці, що складалася з “холодного” стенду перетином 260x400 мм, системи підготовки, подачі робочих середовищ і вимірювання їх кількості (повітря, води, водного розчину вуглекислого газу).

Експериментальний стенд, який оснащено інформаційною системою, дозволяє систематизувати експериментальні дані по гідродинаміці й масообміну.

„Холодний” стенд являв собою апарат прямокутної форми, розміри якого складали: висота 1500 мм, довжина 400 мм, ширина 260 мм.

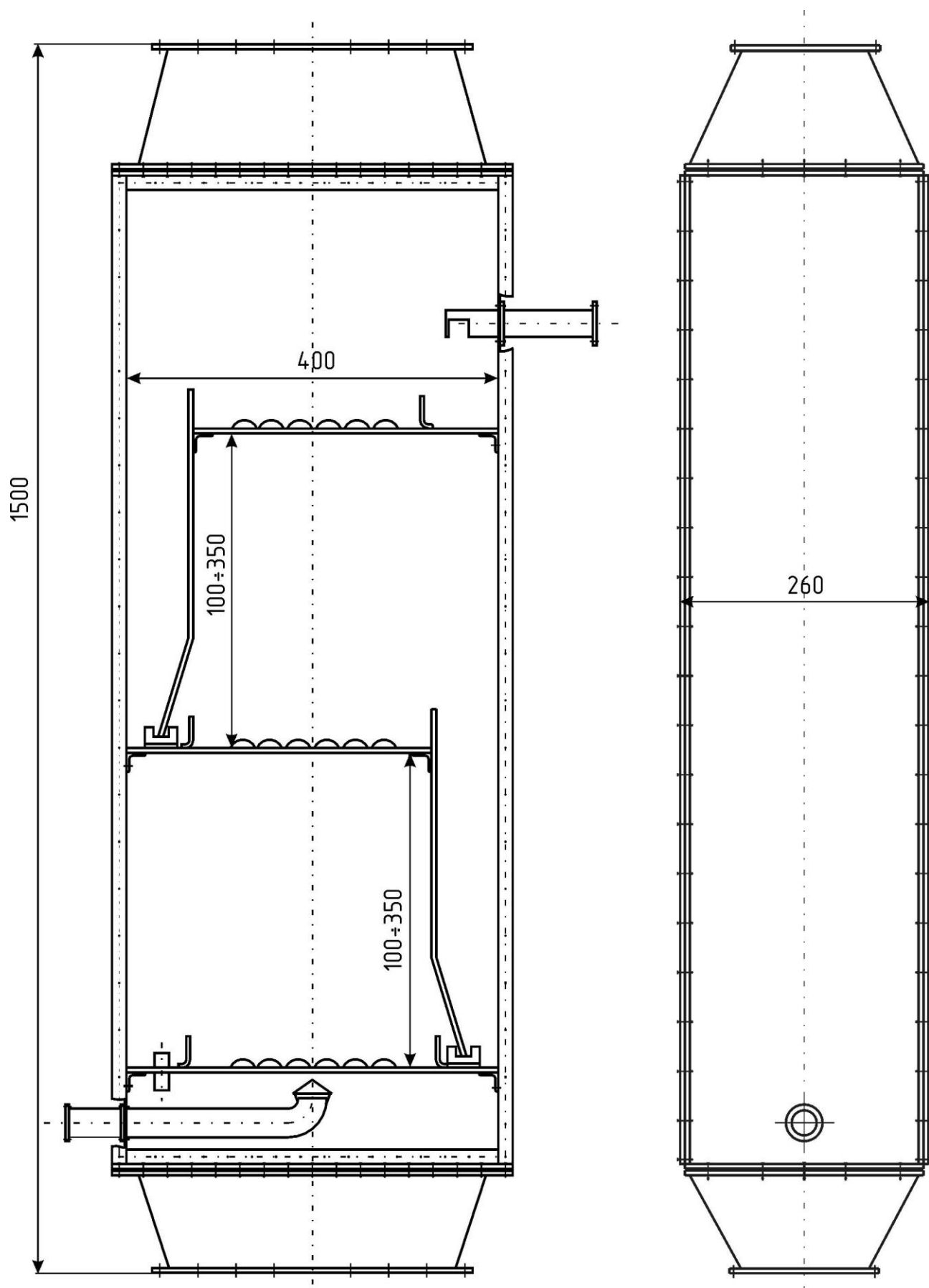


Рис. 2.1. Апарат для проведення експериментів з гідродинаміки і масообміну

На рис. 2.1 представлена конструктивна схема колони, на якій проводили дослідження з гідродинаміки й абсорбції вуглекислого газу з повітря. Колона мала дві стінки, що виготовлені з органічного скла, розподільний пристрій для подачі повітря в колону. Усередині колони встановлювали три тарілки, розміром 260x400 мм, виготовлені з листового металу товщиною 2 мм. Конструкція колони дозволяла встановлювати тарілки на відстані 200 і 300 мм одна від одної.

Переливні пристрої складали не менше 12 % робочого простору колони. Тарілка мала різні модифікації клапанних вузлів. Наприкінці тарілки встановлювалася зливна перегородка, висоту якої можна було змінювати.

З метою підвищення ефективності та якості наукових досліджень, лабораторний експериментальний стенд було автоматизовано і підключено до ПЕОМ з використанням аналого-цифрового і цифро-аналогового перетворювачів (модулів АЦП і ЦАП).

Експериментальний стенд було оснащено низкою датчиків для одержання інформації щодо протікання експерименту, а також необхідними перетворювачами для одержання аналогових вихідних сигналів у вигляді вольтової характеристики 0-10 В. Для забезпечення двостороннього зв'язку лабораторного стенду з комп'ютером, останній додатково оснащувався вбудованими модулем АЦП і модулем ЦАП з гальванічною розв'язкою. В якості модуля АЦП використовувалася плата ISO-AD32H. У якості ЦАП – ISO-DA8.

Отримані цифрові сигнали оброблялися на ПЕОМ за допомогою програмного пакета LabVIEW 5.0. Даний програмний пакет призначено для роботи із системами вимірювання, контролю, діагностики і керування. LabVIEW забезпечує збір і обробку сигналів у реальному часі (у системі Windows NT) і забезпечує надання даних у найбільш зручному для дослідника вигляді, за допомогою так званого “Віртуального Приладу”. Програмне забезпечення дає можливість створювати індикаторні панелі і панелі керування. Пакет LabVIEW має широкі можливості аналізу сигналів, включаючи

статистичний, регресійний, спектральний і інші види аналізу.

Експериментальна установка по вивченню гідродинаміки і десорбції вуглекислого газу з води представлена на рис. 2.2.

Подача повітря на установку проводилася відцентровим вентилятором 5 (ВВД-9). Витрати повітря вимірювалися за допомогою діафрагми диференціального манометру ДСЕР М (0-5 мА).

Регулювання проводилося шляхом зміни ступеня відкриття засувки 7, що встановлена на лінії подачі повітря.

Вода на установку подавалася з водопровідної мережі. Для вимірювання витрати води використовувався ротаметр РС-5. Регулювання проводили за допомогою заслону 8.

Перепад тиску на досліджуваних тарілках реєструвався диференціальним напороміром ДСЕН-МІ (0-5 мА), а висоту статичного стовпа рідини вимірювали за шкалою, нанесеною на стінці стенду, що виконана з органічного скла.

Для насичення води вуглекислим газом використовували насадний абсорбційний стовпчик 2, діаметром 120 мм і висотою 4 м, заповнений кільцями Рашига розміром 25x25x3 мм. У нижню частину колони 2 подавалися вуглекислий газ з балону 3 і вода з водопровідної мережі. Водний розчин вуглекислоти збирався в ємності 4, звідки, через ротаметр РС-5, подавався на стенд.

Провал рідини на тарілках визначали за допомогою мірного циліндру. Мірний циліндр з'єднувався шлангом з патрубком 4, врізаним у зливну кишеню середньої тарілки колони.

З колони 1, через патрубок 4, рідина самопливом потрапляла в мірний циліндр. Відносний провал рідини визначали, як відношення об'ємної витрати рідини, що надходить у мірний циліндр, до об'ємної витрати рідини, яка подається на тарілку.

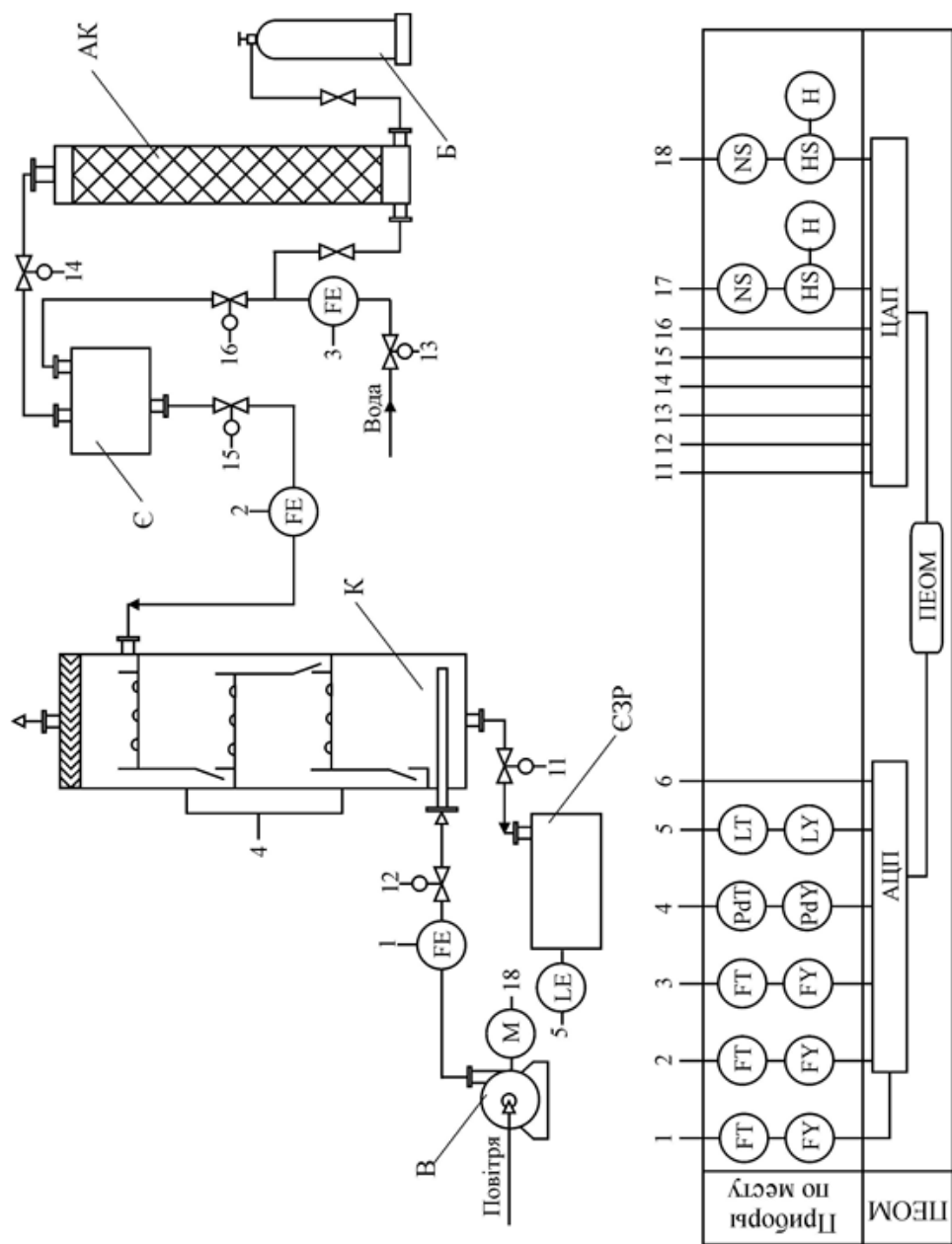


Рис. 2.2. Схема експериментальної установки по вивченню гідродинаміки і десорбції вуглекислого газу з води в повітря: К – колона; АК – абсорбційна колона; Б – балон з вуглекислим газом; Є – ємність; В – вентилятор; ЄЗР – ємність для збору рідини

На середній (досліджуваній) тарілці знаходився пристрій 3 для подачі індикаторної речовини в рідину при вході її на тарілку. Пристрій являє собою перфоровану трубку, довжина якої дорівнює ширині тарілки. Індикаторна речовина подавалася в трубку з двох її кінців. Пристрій застосовували при дослідженні міжтарілчастого винесення для насичення рідини, що надходить на тарілку, барвником до визначеної концентрації. Пастки 2 являли собою коритця, за допомогою яких визначену кількість рідини наприкінці тарілки виводили назовні. З метою визначення концентрації індикаторної речовини в потоках рідини, що відходять, проводили фотоколориметричний аналіз.

2.1.2. Стенд для вивчення масопереносу

Дослідний стенд був призначений для вивчення ефективності масопереносу різних контактних пристроїв в умовах ректифікації бінарних систем у широкому діапазоні зміни концентрацій (рис. 2.3).

Досліджувані контактні пристрої закріплювалися усередині ректифікаційної колони, виконаної з нержавіючої сталі й оснащеної оглядовими вікнами.

Суміш, що поділялася, насосом накачувалася в куб колони. Обігрів куба здійснювався насиченою водяною парою тиском 1,6-1,7 МПа. Пара подавалася в двоходовий трубчастий випарник, вмонтований у куб.

Регулювання обігріву здійснювалося за зміною кількості гріючої пари, що подається у випарник або шляхом коректування кількості конденсату гріючої пари, який виходив з випарника. Конденсат гріючої пари охолоджувався в холодильнику, а його кількість вимірювалася діафрагмою.

Пари, утворені при кипінні суміші, що поділялася, з куба підіймалися нагору по колоні, де на досліджуваних контактних пристроях взаємодіяли з рідиною, що стікає з конденсатора. Після проходження колони пари надходили в міжтрубний простір кожухотрубчастого конденсатора, де вони конденсувалися.

Дистилят, що утворився в конденсаторі, самопливом через діафрагму надходив або в якості флегми на зрошення колони ($R=\infty$), або через діафрагму в

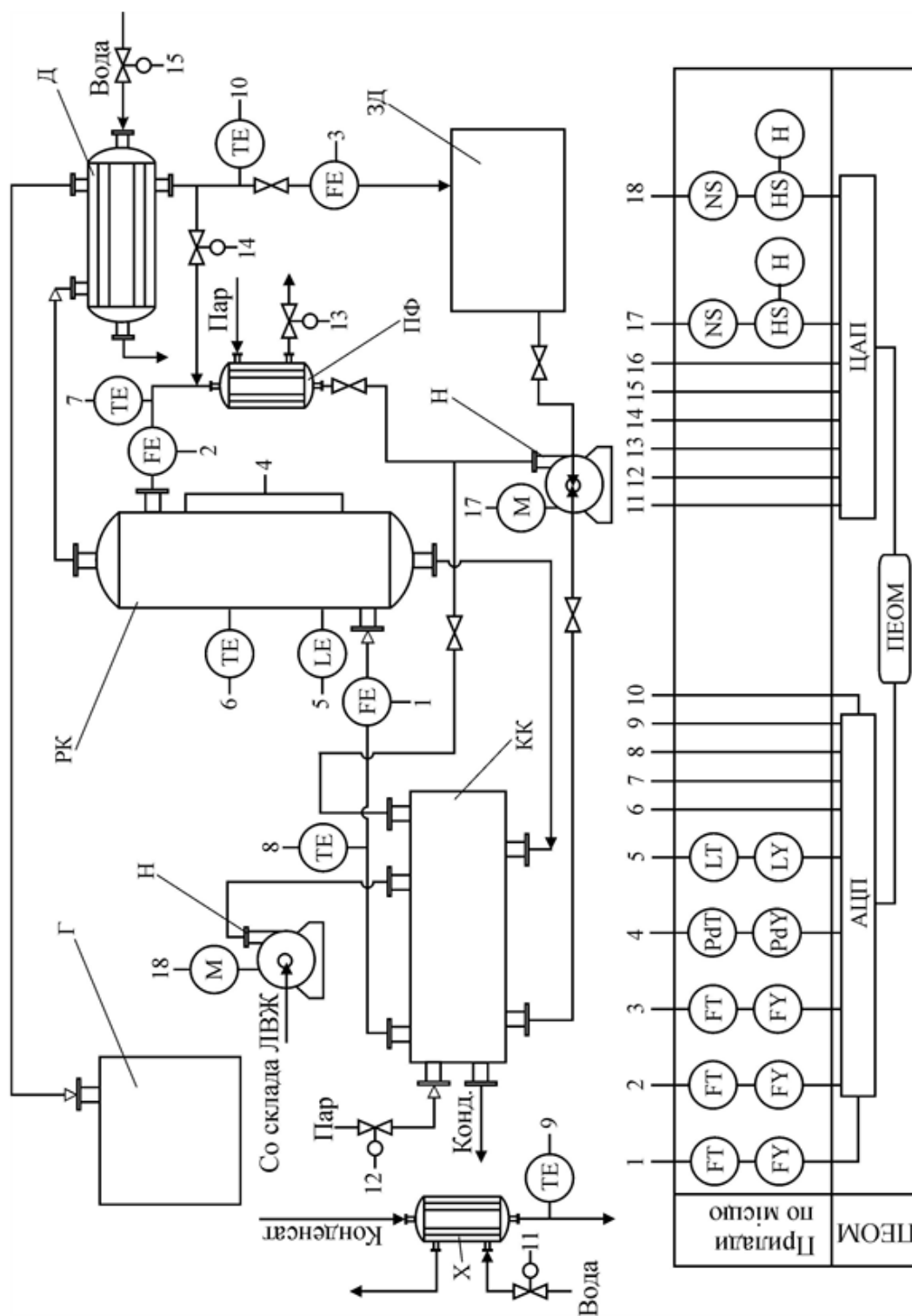


Рис. 2.3. Схема експериментальної установки для поділу бінарних систем: РК – ректифікаційна колона; Н – насоси; КК – куб колони; Х – холодильник; Д – діафрагми; К – конденсатор; 3Д – збірник дистилату; ПФ – підігрівач флегми

збірник дистилляту. Далі, за допомогою насосу, через підігрівник і діафрагму частково подавався на зрошення в колону.

У процесі роботи на кожному режимі стабілізувалася витрата і температура флегми, що подавалася на зрошення колони, а також концентрація легкокиплячого компонента суміші, що поділяється, під досліджуваним контактним пристроєм.

Стабілізація витрати флегми здійснювалася коректуванням кількості гріючої пари, що виходить з випарника.

Температура флегми підтримувалася постійною за рахунок регулювання кількості гріючої пари, що подається в підігрівник флегми, або кількості води, що подається в конденсатор.

Після виходу колони на режим (2-4 години) здійснювали вимірювання наступних параметрів: витрата флегми; перепад тиску на тарілці; висота газорідного шару за міліметровою шкалою. Одночасно проводили відбір проб пари й рідини через холодильники. Відбір проб рідини здійснювався з переливних кишень тарілок, а пари – через пробовідбірники типу „гусак” з парового простору над і під тарілками. Аналіз проб, що відбиралися, суміші метанол-вода проводили за показником заломлення на рефрактометрі типу ІРФ-22.

При дослідженні впливу конструктивних параметрів тарілки на ефективність масопереносу в умовах ректифікації в колону встановлювалися три тарілки. Верхня і нижня тарілки служили в якості розподільних для газу і рідини, а середня – в якості досліджуваної.

Порівняльні дослідження ефективності масопередачі на прямоточній тарілці, тарілці „Глітч” і тарілці зі сферичними клапанами проводилися в умовах ректифікації суміші метанол-вода на ректифікаційному стенді при нескінченному флегмовому числі ($R=\infty$).

2.2. Модифікації досліджуваних тарілок

Дослідження проводили на декількох модифікаціях тарілок, що відрізняються рядом конструктивних особливостей, у тому числі і масою клапанів.

У якості постановочних експериментів було досліджено декілька нових конструкцій клапанних тарілок (тарілки зі сферичними і конічними клапанами), для визначення найбільш ефективної конструкції клапанної тарілки [25, 26, 35] (рис. 2.4 – 2.6). При дослідженні тарілок оцінювали ступень відкриття і перекося клапанів, характер і висоту газорідного шару на тарілці. Всі експерименти проводилися візуально через прозору стінку експериментального стенду.

В результаті проведених досліджень кращою за конструктивними та режимними параметрами виявилась клапанна тарілка зі сферичними клапанами, у якій обмежувальні ніжки клапанів були розташовані знизу (рис. 2.6). Дана конструкція клапанної тарілки була обрана для подальших гідродинамічних і масообмінних досліджень.



Рис. 2.4. Клапанна тарілка з конічними клапанами [25]



Рис. 2.5. Клапанна тарілка зі сферичними клапанами [26]



Рис. 2.6. Клапанна тарілка зі сферичними клапанами [35]

Клапанна тарілка зі сферичними клапанами (рис. 2.6) містила полотно з газовими патрубками, що розташовувалися в шаховому порядку, над якими встановлені клапани. Газові патрубки і клапани мають сферичну форму. Край газового патрубка, виконаний зубцюватим. Клапан виконано із трьома обмежувальними ніжками, розташованими під кутом 120° (рис. 2.7).

Тарілка працює наступним чином.

Рідина надходить на тарілку з прийомної кишені і рухається по полотну тарілки до переливного пристрою. Газ, який підіймається з тарілки, що

розташована нижче, проходить через газові патрубки 2 і барботує у рідину через клапани 3. При невеликих навантаженнях газу клапан 3 знаходиться в крайньому нижньому положенні. При збільшенні навантаження по газу, його тиск перерозподіляється, за рахунок сферичної форми клапана, що обумовлює поступальний рух клапана вгору, тим самим, відкриваються отвори для проходу газу між зубцями краю 4 газового патрубка 2. Потік газу, виходячи через прорізи між зубцями, диспергує у рідину. За рахунок дроблення суцільного потоку газу на зубцях патрубка утворюються окремі струмені, виникають додаткові вихори, що інтенсифікує процес масообміну та збільшує площу поверхні контакту фаз.

Збільшення площі перерізу прорізів в газових патрубках зверху до низу зменшує опір проходу газу в цьому напрямку і сприяє рівномірному розподілу газового потоку по висоті рідинного шару на тарілці. Це дозволяє залучити до процесу контакту фаз нижні шари рідини.

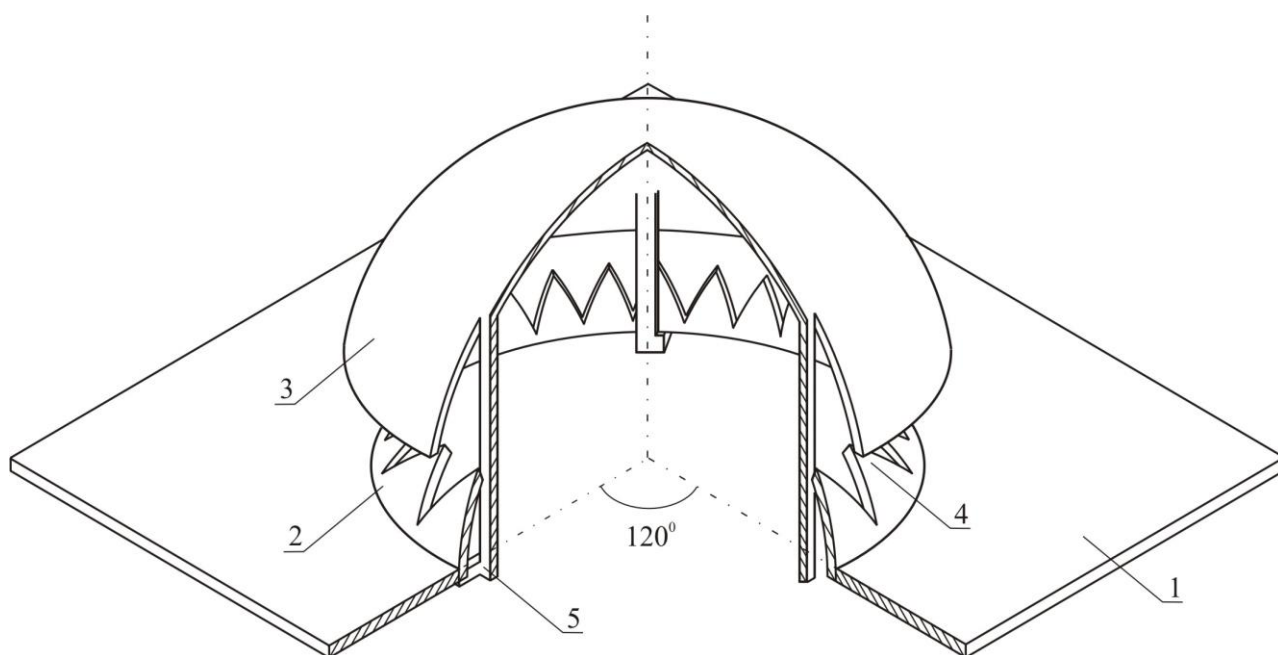


Рис. 2.7. Клапанна тарілка зі сферичними клапанами: 1 – полотно; 2 – газовий патрубок; 3 – клапан; 4 – зубцюватий край газового патрубка; 5 – обмежувальні ніжки

В залежності від задачі дослідження встановлювали тарілки з одним або з

дев'ятьма клапанами.

Тарілка з одним клапаном (тип А) використовувалася для дослідження гідравлічного опору сухого контактного пристрою (рис. 2.8).

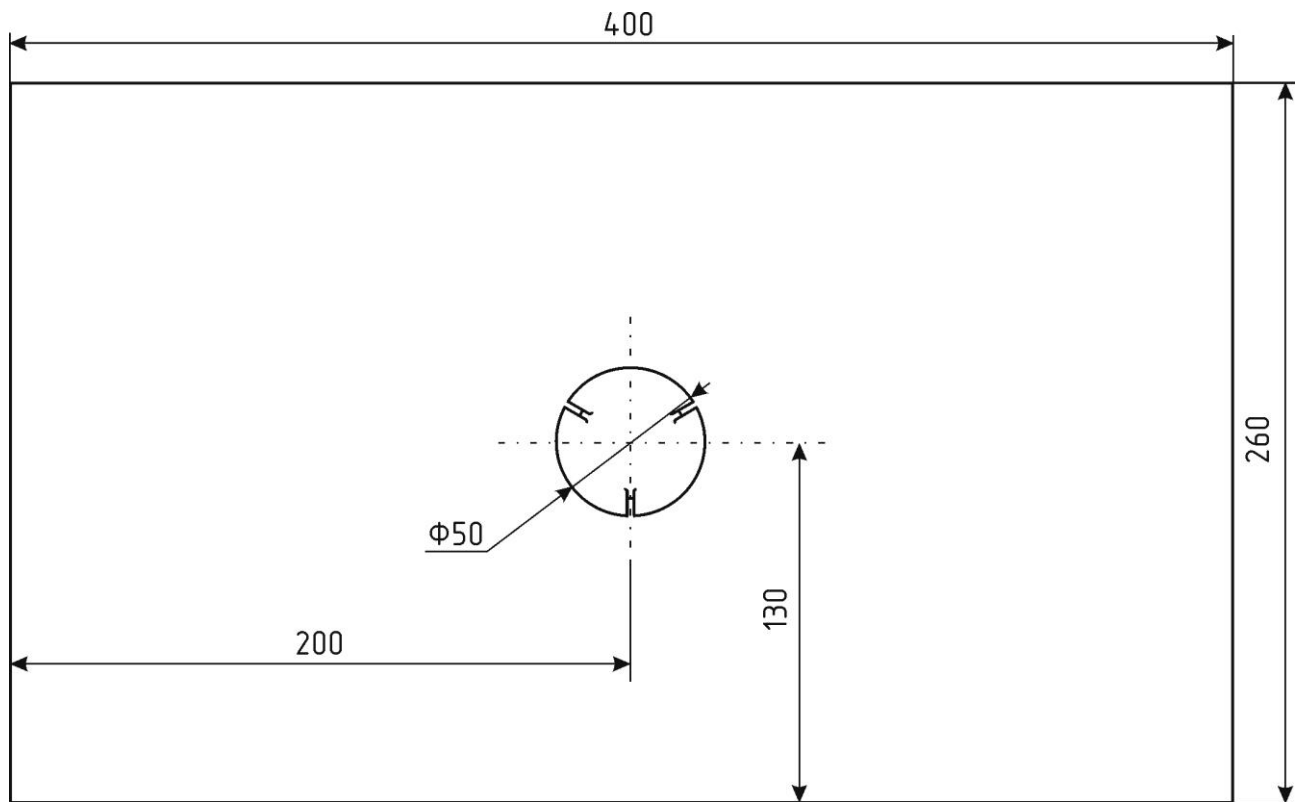


Рис. 2.8. Клапанна тарілка з одним клапаном (тип А)

Тарілка з дев'ятьма клапанами (тип Б) використовувалася для вивчення питань гідродинаміки й ефективності масопередачі (рис. 2.9).

Дослідження гідродинамічних характеристик проводили за відомими методиками. Діапазон швидкостей газу складав 0,2-2,0 м/с, а навантаження за рідиною змінювалося в межах від 5 до 40 м³/(м·ч).

З метою одержання порівняльних даних були також досліджені тарілки „Глітч” і прямоточна клапанна з розміром контактної частини полотна 260x400 мм.

Досліди на цій і вищеописаній конструкціях тарілок проводили в однакових умовах з метою порівняння гідродинамічних і масообмінних характеристик нової і вже відомих конструкцій.

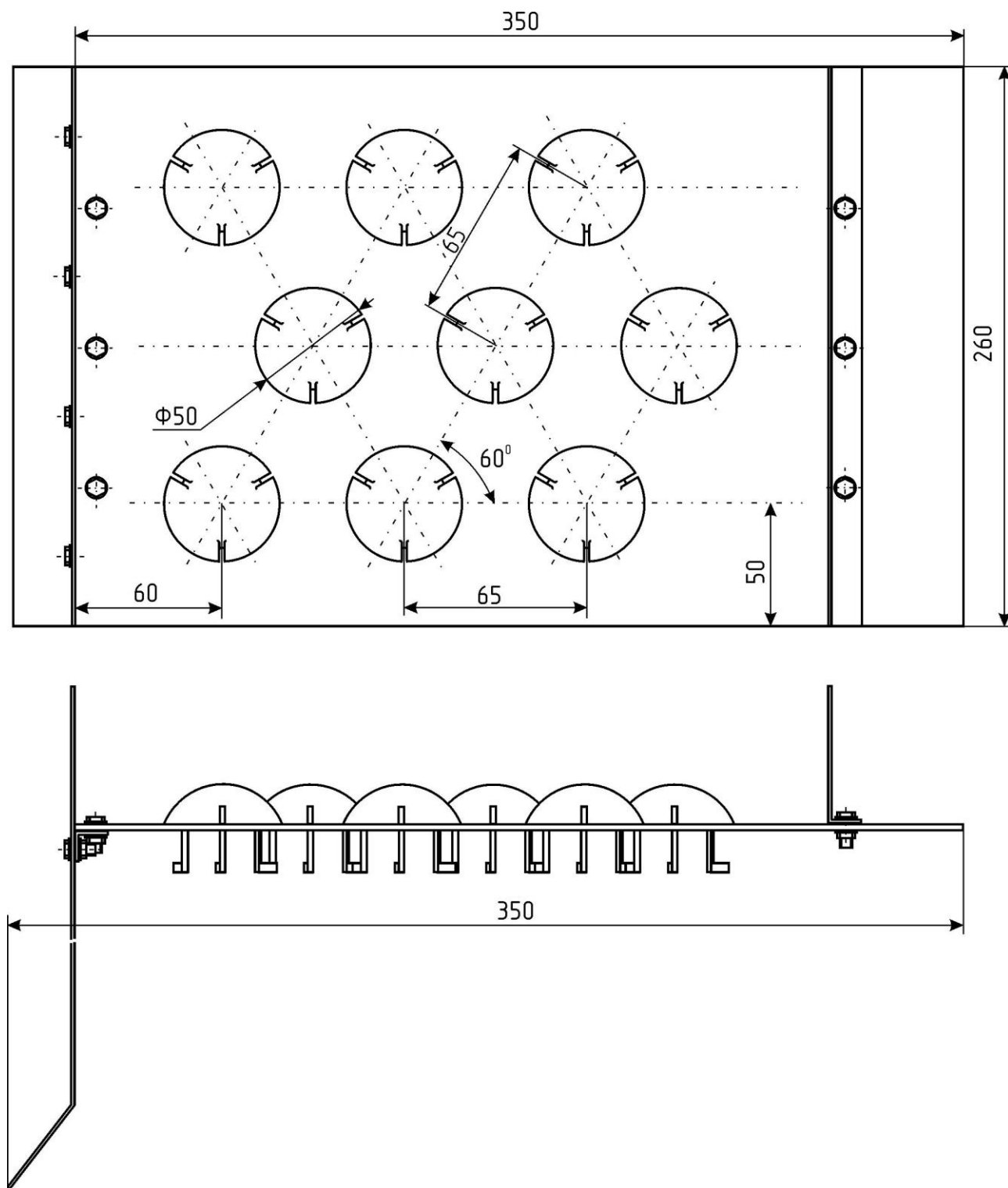
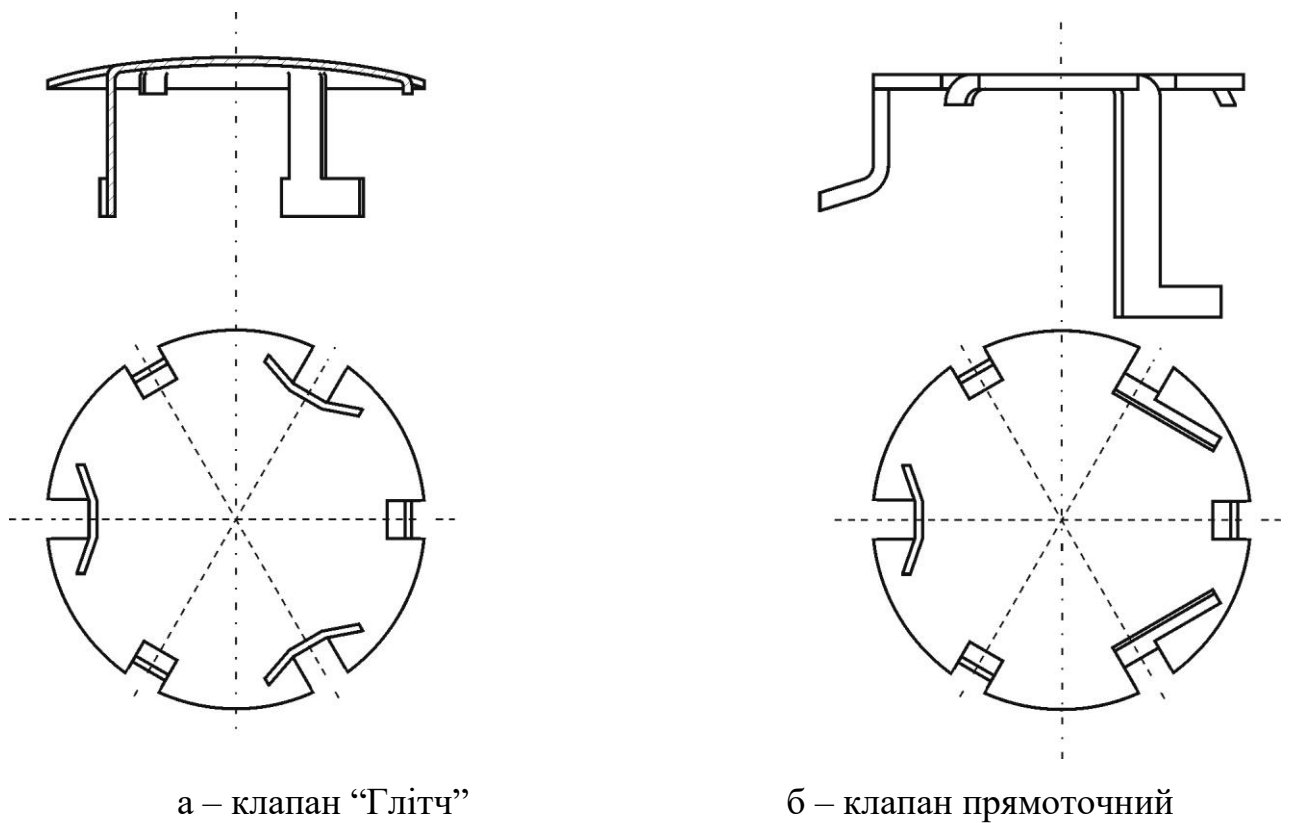


Рис. 2.9. Клапанна тарілка з дев'ятьма клапанами (тип Б)



а – клапан “Глітч”

б – клапан прямоточний

Рис. 2.10. Конструкції клапанів

2.3. Методика дослідження міжтарілкового винесення рідини

Для дослідження міжтарілкового винесення нами була модернізована лабораторна установка по вивченню гідравлічного опору клапанних тарілок (рис. 2.11). Рідина, що йде на зрошення, надходила безпосередньо на досліджувану тарілку. Над досліджуваною тарілкою закріплювалася клапанна тарілка з добре прилягаючими клапанами, що вільно пропускали повітря, але затримували рідину. Ця тарілка не мала зливної перегородки, а була оснащена гумовим шлангом для відводу рідини, який на час проведення досліду перекривався затиском. Для можливості повного звільнення верхньої тарілки від рідини зливна перегородка на ній була відсутня.

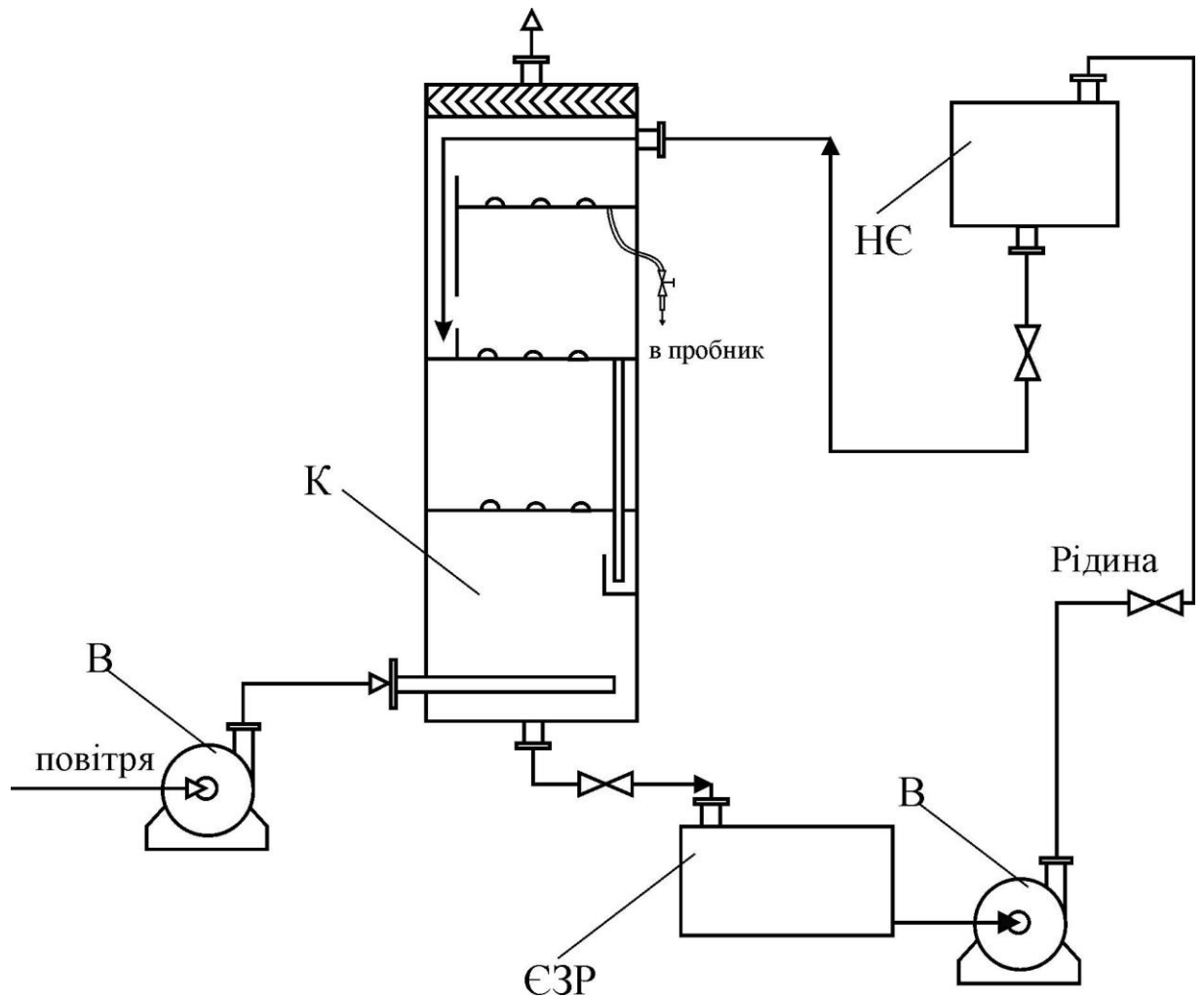


Рис. 2.11. Схема дослідної установки по вивченню винесення рідини: К – колона; ЄЗР – ємність для збору рідини; В – вентилятор; НЄ – напірна ємність

Висота зливної перегородки на досліджуваній тарілці складала 50 мм; відстань між тарілками – 200 і 300 мм.

В якості рідини для зрошення служив розчин NaOH з концентрацією 0,05N. Розчин луги готувався в баці, після чого відцентровим насосом подавався в напірний бак, з якого рідина надходила в мірний бак, а з нього відцентровим насосом знову перекачувалася в напірний бак.

На верхню тарілку наливався шар чистої води. В якості газу застосовувалося повітря, що нагніталось вентилятором. Замір кількості повітря здійснювали діафрагмою.

Час проведення досліду замірявся секундоміром. По закінченні досліду

рідина з верхньої тарілки зливалася, замірялася її кількість, а потім титрувалася 0,01N розчином соляної кислоти. Далі підрахунком визначали кількість рідини, винесеної з нижньої тарілки на верхню. Швидкість повітря при проведенні дослідів змінювали в межах 0,6-1,4 м/с. Щільність зрошення складала 16-18 м³/м²·ч.

2.4. Методика дослідження ефективності масопередачі

2.4.1. Дослідження масовіддачі в рідкій фазі

Дослідження кінетичних закономірностей масовіддачі в рідкій фазі на клапанних тарілках зі сферичними клапанами проводилися в умовах десорбції важкорозчинного вуглекислого газу з води потоком повітря.

За даними робіт [40, 48, 64, 109], для цієї системи основний опір перенесенню речовини (99–99,5%) зосереджено в рідкій фазі, тому загальний коефіцієнт масопередачі можна приблизно вважати рівним коефіцієнту масовіддачі в рідкій фазі.

Експерименти проводилися на стенді абсорбції–десорбції, схема й опис якого приведені на рис. 2.2.

У колону десорбції перерізом 260x400 мм встановлювалися три тарілки. Верхня служила для кращого перерозподілу води з розчиненою в ній вуглекислою, нижня – для розподілу повітря, а середня – в якості досліджуваної.

Десорбована рідина з колони десорбції поверталася в абсорбційну колону, де вона насичувалася вуглекислим газом. Кількість води, що циркулює, замірялася ротаметром РС-5, а кількість повітря – діафрагмою. Температура води і повітря на вході й виході з тарілки вимірювалася термометром опору з автоматичним мостом.

У процесі експериментів проводилися відбори проб рідини з прийомної і зливної кишень, а також із трьох точок за довжиною шляху рідини на тарілці. Після встановлення необхідних витрат води, вуглекислоти і повітря

відбиралися проби рідини, які на кожному режимі дублювалися не менш 3-4 разів. Проби рідини відбиралися в калібровані вимірювальні піпетки ємністю 50 моль, нижні і верхні кінці яких були оснащені кранами. На час відбору рідини піпетки встановлювалися у вертикальному положенні біля колони на спеціальному щиті та з'єднувалися шлангами зі штуцерами відбору рідини на тарілці.

Рідина з досліджуваної тарілки самопливом надходила в піпетки і, пройшовши через них, зливалася в збірник рідини. Швидкість протікання рідини через піпетки встановлювалася такою, при якій цілком виключалося проскакування газу. Після того, як через кожен піпетку проходила кількість рідини, що дорівнює приблизно 4-5 обсягам піпетки, крани перекривалися, і в піпетках відтинався строго визначений обсяг рідини з розчищеною вуглекислою.

Аналіз вуглекислоти в рідині проводився за методикою [123], що заснована на титруванні розчину вуглекислоти 0,01-0,05N розчином NaOH. Титрування здійснювалося за допомогою рН-метра типу рН-340 до величини рН=8,3. У такому розчині вміст вуглекислоти практично дорівнює нулю.

Концентрація вуглекислого газу в розчині визначалася за формулою:

$$X = \frac{44 \cdot V_1 \cdot N \cdot K}{V_2}, \quad (2.1)$$

де X – концентрація CO_2 у розчині, кг/м^3 ; 44 – грам-еквівалент CO_2 ; V_1 – обсяг розчину NaOH, що пішов на титрування, мол.; N – нормальність розчину NaOH; K – поправочний коефіцієнт до нормальності; V_2 – обсяг проби, що активується, мол.

Були досліджені кілька клапанних тарілок зі сферичними клапанами, що відрізнялися одна від одної формою вирізів зубців у газових патрубках, а також рядом інших конструктивних параметрів.

Дослідження кінетичних закономірностей у рідкій фазі вимагає аналізу структури потоку й урахування ступеня перемішування рідини на тарілці.

У зв'язку з цим при визначенні залежності коефіцієнта масовіддачі в

рідкій фазі β_{Lf} на барботажних тарілках від різних гідродинамічних і конструктивних параметрів, одні автори обчислюють рушійну силу процесу, виходячи з моделі ідеального витиснення [36, 197], інші – з моделі повного перемішування [35, 51, 55], треті – виходячи з реального розподілу концентрацій рідини на тарілці [79, 94, 107].

У роботі [34] відзначається, що на сітчастій тарілці діаметром $D=0,2$ м при невеликих висотах переливної планки, малих навантаженнях по рідині, зневажання ступенем перемішування рідини за довжиною тарілки веде до помилки у визначенні β_{Lf} на 16÷30%. При великих висотах переливу і відносно великих навантажень по рідині ця помилка трохи менше і складає 6÷18%.

Автори роботи [22] визначили, що β_{Lf} , розрахований за умови повного перемішування рідини, на 25% вище β_{Lf} розрахованого з урахуванням реального перемішування рідини на тарілці.

На підставі викладеного вище можна зробити висновок, що необґрунтоване прийняття тієї або іншої моделі перемішування рідини на тарілці може привести до істотних помилок при розрахунку коефіцієнта масовіддачі в рідкій фазі.

Тому при розрахунку рушійної сили процесу масообміну на досліджуваних тарілках враховували фактичне перемішування рідини.

Рушійна сила процесу десорбції в цьому випадку розраховувалася за рівнянням:

$$\Delta X_{cp} = X_{cp} - X^*, \quad (2.2)$$

де X_{cp} – середня концентрація вуглекислого газу в рідині на тарілці, визначена як середньоінтегральна величина кривої розподілу концентрації вуглекислого газу в рідині за довжиною тарілки, кг/м^3 ; X^* – концентрація вуглекислого газу в рідині, що рівноважна з газом, що йде з тарілки, кг/м^3 .

При дослідженні масовіддачі в рідкій фазі початкова концентрація вуглекислого газу в рідині в середньому була такою, що дорівнює $1,2 \text{ кг/м}^3$ при навантаженні по рідині $1,5 \text{ м}^3/\text{годину}$. Така кількість, навіть при повній

десорбції з води, дає концентрацію вуглекислого газу в повітрі, що йде з тарілки, (при середній швидкості повітря в колоні $W_p=1$ м/с) $y=2,2 \cdot 10^{-3}$ мол. частки. З огляду на те, що константа фазової рівноваги суміші вуглекислий газ–вода дорівнює приблизно 1400, одержимо:

$$X^* = y/m = 2,2 \cdot 10^{-3} / 1400 = 1,57 \cdot 10^{-6} \text{ мол. частки}$$

Середня концентрація вуглекислого газу в рідині на тарілці для даного режиму дорівнює $0,31$ кг/м³ ($0,127 \cdot 10^{-3}$ мол. частки).

Через те, що $X^* \ll X_{cp}$, рушійна сила процесу десорбції визначалася як середня концентрація вуглекислого газу в рідині на тарілці, тобто:

$$\Delta X_{cp} = X_{cp}. \quad (2.3)$$

З огляду на те, що при дослідженні закономірності масовіддачі в рідкій фазі температура рідини змінювалася, значення β_{Lf} були приведені до умов, що відповідають температурі 20°C.

Відомо, [90, 109], що з підвищенням температури рідини збільшується коефіцієнт дифузії, а її в'язкість і густина зменшуються, тому коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі збільшується.

При десорбції з води CO₂, O₂ або H₂ у межах температур рідини $t=5 \div 40^\circ\text{C}$ $\beta_{Lf} \sim e^{0,023t}$ [109].

Коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі, що, як відзначалося вище, приблизно дорівнює коефіцієнту масопередачі, визначався виходячи з основного рівняння матеріального балансу, з урахуванням поправки на температуру:

$$K_{Lf} = \frac{M}{F_T \cdot \Delta X_{cp}} e^{0,023(20-t)}, \quad (2.4)$$

$$M = L(X_n - X_k), \quad (2.5)$$

де K_{Lf} – коефіцієнт масопередачі в рідкій фазі, віднесений до одиниці площі тарілки, м/с; M – маса розподіленого компонента, що перейшов з однієї фази в іншу, кг/с; F_T – робоча площа тарілки, м²; t – температура рідини, °C; L – об'ємна витрата рідини, м³/с; X_n – концентрація вуглекислого газу в рідині,

що надходить на тарілку, кг/м^3 ; X_k – концентрація вуглекислого газу в рідині, що відходить з тарілки, кг/м^3 .

2.4.2. Дослідження масовіддачі в газовій фазі

Масовіддача в газовій фазі на тарілках досліджувалася на стенді з колоною діаметром 400 мм в умовах ректифікації суміші метанол-вода в діапазоні зміни концентрації легкокиплячого компонента 45-80 % мольних при нескінченному флегмовому числі.

Вибір робочої суміші було обумовлено тим, що в даному діапазоні зміни концентрації суміші метанол-вода мають пряму рівномірну лінію та малу зміну чисельних критеріїв Pr_G і Pr_L (максимальне відхилення від середнього складають для $Pr_G = 2,8\%$, а для $Pr_L = 2,6\%$). Робоча суміш також відзначалася летючістю і відносно значними перепадами температур кипіння рідини і пари.

Режим колони встановлювався за витратою гріючої пари, що вимірювалася ротаметрами, і коректувалася показаннями ротаметрів на лінії флегми. Відбір перших проб для аналізу проводили через 1,5-2 години після встановлення режиму. На кожному режимі аналізу дублювалися не менше чотирьох разів.

Аналіз проб, що відбираються, суміші метанол-вода проводився за показниками заломлення на рефрактометрі типу РФ-22 у термостатичних умовах при $t=20^\circ\text{C}$.

Для одержання в кожному досліді експериментальних значень концентрації компонентів пари і рідини складався матеріальний баланс за досліджуваною тарілкою:

$$\Delta = \left[\frac{(y_k - y_n) - (x_n - x_k)}{y_k - y_n} \right] \cdot 100\% . \quad (2.6)$$

До обробки приймалися лише ті досліди, у яких матеріальний баланс розходився не більше, ніж на $\pm 10\%$.

Ефективність тарілок за Мерфрі E_{MG} розраховувалася за концентрацією легкокиплячого компонента в паровій фазі:

$$E_{MG} = \frac{y_k - y_n}{y^* - y_n}, \quad (2.7)$$

де y^* – концентрація легкокиплячого компонента в паровій фазі, яка рівноважна з рідиною, що виходить з тарілки, мол. частки; y_n – концентрація легкокиплячого компонента, що надходить на тарілку, в паровій фазі, мол. частки; y_k – концентрація легкокиплячого компонента, що виходить з тарілки, у паровій фазі, мол. частки [80, 106].

Швидкість пари W_n , що проходить через досліджувану тарілку, розраховували за умови, що кількість тепла, що підводиться до рідини і витрачається на її випаровування, на будь-якій тарілці є величина постійна, тобто витрата тепла за висотою колони $Q_{кол} = const$.

Отримані значення швидкості пари в колоні й ефективність тарілок за Мерфрі визначалася для кожного режиму, і подальша обробка експериментального матеріалу проводилася за осередненими значеннями W_0 і E_{MG} .

Коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі розраховували виходячи з дослідних значень ефективності тарілки за Мерфрі E_{MG} за схемою, що представлена на рис. 2.12.

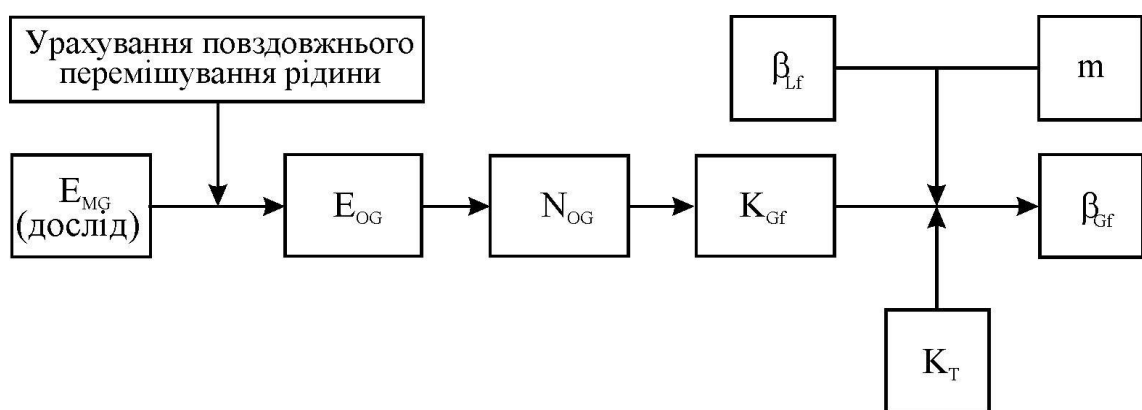


Рис. 2.12. Схема розрахунку коефіцієнта масовіддачі в газовій фазі

Для переходу від коефіцієнта ефективності за Мерфрі до локального коефіцієнта ефективності E_{OG} необхідно враховувати повздовжнє

перемішування на тарілці.

За твердженням ряду авторів [63, 73], повздовжнє перемішування рідини на барботажних тарілках з перехресним рухом фаз досить добре описується однопараметричною дифузійною моделлю.

Ступінь перемішування за цією моделлю описується критерієм Пеклі:

$$Pe = \frac{W_L \cdot l_L}{D_n}, \quad (2.8)$$

де D_n – коефіцієнт повздовжнього перемішування; l – довжина шляху рідини на тарілці, м; W_L – швидкість рідини на тарілці, м/с.

Основне рівняння дифузійної моделі було отримано з рівняння матеріального балансу, складеного для елементарного обсягу газорідного шару на тарілці, і має вигляд [63, 73]:

$$\frac{E_{MG}}{E_{OG}} = \frac{1 - e^{-(\alpha + Pe)}}{(\alpha + Pe) \left(1 + \frac{\alpha + Pe}{\alpha}\right)} + \frac{e^\alpha}{\alpha \left(1 + \frac{\alpha}{\alpha + Pe}\right)}, \quad (2.9)$$

$$\text{де } \alpha = \frac{Pe}{2} \left[\sqrt{1 + \frac{4 \cdot \lambda \cdot E_{OG}}{Pe}} - 1 \right].$$

Застосовувана дифузійна модель припускає, що величини коефіцієнта подовжнього перемішування D_n , який звичайно розраховують за емпіричними залежностями, відомі.

Коефіцієнт D_n обчислювався за залежністю, що запропонована в роботі [42]:

$$D_n = 1,12 \cdot 10^{-4} W_p^{1,2} \cdot W_L^{-0,55} \cdot h_p^{-0,45}. \quad (2.10)$$

Значення локальної ефективності E_{OG} знаходили методом ітерацій за рівнянням (2.9).

Від локального коефіцієнта E_{OG} переходили до числа одиниць переносу N_{OG} і до коефіцієнта масопередачі K_{Gf} за відомими рівняннями:

$$N_{OG} = -2,3 \cdot \lg(1 - E_{OG}), \quad (2.11)$$

$$K_{Gf} = W_p \cdot N_{OG}. \quad (2.12)$$

Щоб перейти від коефіцієнта масопередачі до коефіцієнта масовіддачі в газовій фазі β_{Gf} , необхідно, за однією з відомих моделей, врахувати вплив термічного ефекту на загальну ефективність масопереносу, а також з використанням рівняння адитивності від загального опору масопереносу відняти опір з боку рідкої фази.

Для розрахунків процесів ректифікації, з урахуванням ступеня впливу термічних ефектів на масопередачу, скористаємося фізичною моделлю, запропонованою в роботах [105, 107, 118].

Більшість авторів вважають, що загальний дифузійний потік речовини необхідно підсумовувати з потоком легколеткого компонента, викликаного теплопередачею, тобто приймати, що термічні ефекти на межі розділу фаз збільшують локальну ефективність, і величина загального коефіцієнта масопередачі може бути знайдена з рівняння:

$$K_{Gf} = K_{Gf} + K_T. \quad (2.13)$$

Дифузійна складова K_{Gf} загального коефіцієнта масопередачі визначалася за рівнянням адитивності:

$$\frac{1}{K_{Gf}} = \frac{1}{\beta_{Gf}} + \frac{m}{\beta_{Lf}}. \quad (2.14)$$

Термічний опір K_T загального коефіцієнта масопередачі визначався за рівнянням, запропонованим у роботі [41]:

$$K_T = \frac{\alpha_L}{r} \cdot \frac{(y_i - y)(t_i - t_L)}{y^* - y}. \quad (2.15)$$

Значення концентрацій і температур y_i , x_i , t_i , t знаходилися за попередньо побудованою діаграмою рівноважних складів і температур суміші метанол-вода x - y - t (рис. 2.13) з використанням рівняння:

$$\frac{\beta_{Lf}}{\beta_{Gf}} = \frac{(y_i - y)}{(x_i - x)}. \quad (2.16)$$

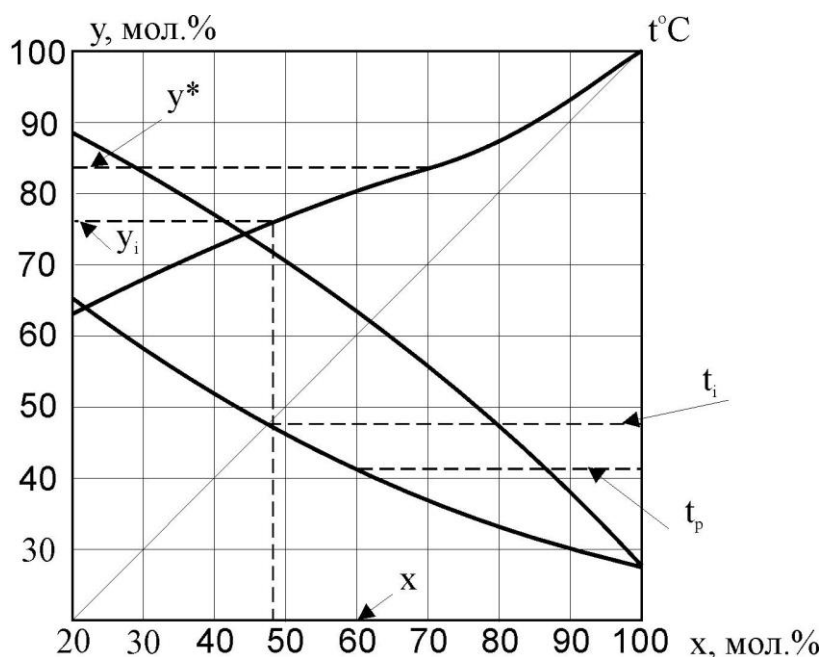


Рис. 2.13. Діаграма рівноважних складів фаз і температур системи метанол-вода

Коефіцієнт тепловіддачі в рідкій фазі α_L визначали за аналогією масо- і теплообміну [36, 68]:

$$\frac{Nu_T}{Re_T^{0,5}} = \frac{Nu_D}{Pe_D^{0,5}} \quad (2.17)$$

За рівняннями 2.13, 2.14, опір масопередачі з боку газової фази дорівнює:

$$\frac{1}{\beta_{Gf}} = \frac{1}{K_{Gf} - K_T} - \frac{m}{\beta_{Lf}} \quad (2.18)$$

Для кожного дослідження методом ітерацій визначалася термічна складова загального коефіцієнта масопередачі за рівняннями (2.15 – 2.18).

У результаті розрахунків було отримано, що величина потоку речовини, що викликана теплопередачею, для системи метанол-вода (50% мол.) не перевищує 7-8% від загального потоку речовини. Аналогічні результати отримані в роботах [41, 64]. Так як у наших експериментах з масопередачі матеріальний баланс зводився з точністю $\pm 10\%$, то масопередача за рахунок термічних ефектів, у цьому випадку, була в межах похибки експерименту. Тому надалі, при розрахунку коефіцієнта масовіддачі в газовій фазі, масопередачею за рахунок термічних ефектів зневажили.

РОЗДІЛ 3

Дослідження гідродинамічних характеристик клапанної тарілки зі сферичними клапанами

3.1. Дослідження гідравлічного опору сухої клапанної тарілки

Дослідження гідравлічного опору проводились на тарілках „Глітч”, прямоточній тарілці і клапанній тарілці зі сферичними клапанами.

Дослідження коефіцієнтів гідравлічного опору проводили при продувці моделей тарілок з одиночними клапанами.

Гідравлічний опір клапанних тарілок визначався за рівнянням:

$$\Delta P_c = \xi \frac{\rho_g (W_p)^2}{2}. \quad (3.1)$$

Обробляючи дані по вивченню гідравлічного опору клапанних тарілок різних типів, було виявлено, що коефіцієнт опору ξ для клапанних тарілок у середньому складає $1,2 \div 2$. При цьому зі збільшенням швидкості повітря у вільному перерізі колони, а, отже, зі збільшенням відкриття клапанів, коефіцієнт ξ зменшується незначною мірою. Це пояснюється тим, що при більшому відкритті клапанів збільшується живий переріз тарілки і ширина щілини для проходу повітря, а це зменшує втрати тиску на подолання місцевих опорів.

На рис. 3.1 представлені залежності гідравлічного опору сухих клапанних тарілок ΔP_c від швидкості газу у вільному перерізі тарілки W_p .

Видно, що опір сухих клапанних тарілок зі збільшенням швидкості повітря у вільному перерізі колони зростає.

При цьому, опір клапанної тарілки зі сферичними клапанами на 3-4% вище опору тарілки „Глітч”, що обумовлено збільшенням опору на вирізах газового патрубку.

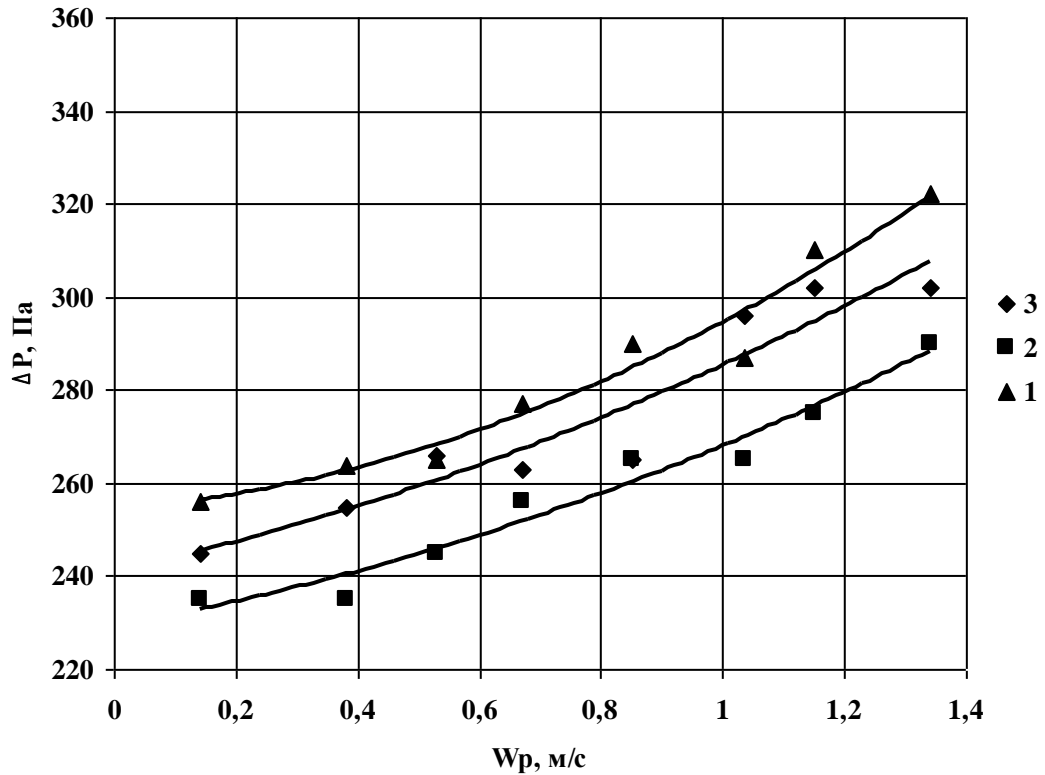


Рис. 3.1. Залежність опору сухих клапанних тарілок від швидкості повітря у вільному перерізі колони: 1 – клапанна тарілка зі сферичними клапанами; 2 – прямоточна клапанна тарілка; 3 – тарілка „Глітч”

Розглянемо сили, що діють на одиночний клапан.

На клапан діє сила ваги $\overline{m_k g}$, що прикладена до центра ваги, сила реакції опор \vec{N} у точках дотику ніжок з полотном тарілки і сила динамічного напору газу \vec{F} (рис. 3.2).

Параметри газового потоку і характеристики роботи одиночного клапана в загальному випадку можна визначити шляхом розв’язання рівняння балансу сил.

Оскільки нас цікавить середнє значення параметрів (W_0, f_0) , використання дослідних даних про особливості роботи одиночного клапана дозволить спростити задачу.

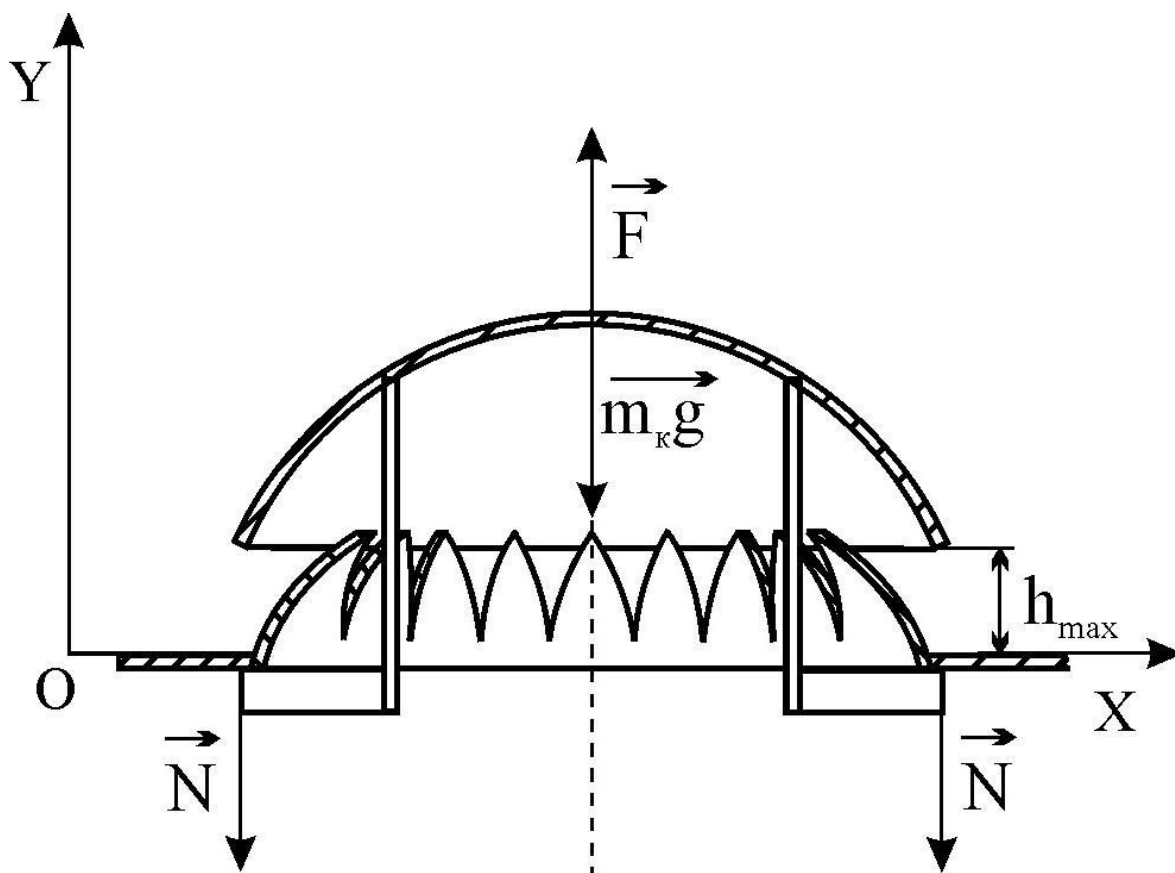


Рис. 3.2. Сили, що діють на перехресноточний клапан масообмінної тарілки

На основі експериментальних досліджень нами було встановлено, що клапан у процесі роботи займає два положення:

1 – при $W_0 \rho \Gamma^{1/2} = 8-12$, $h < h_{max}$,

2 – при $W_0 \rho \Gamma^{1/2} > 12$, $h = h_{max}$,

де $W_0 \rho \Gamma^{1/2}$ – фактор швидкості; h_{max} – максимальна висота підйому клапана, м.

Сила F і середня швидкість газу в перерізі входу в барботажний шар W_3 , сильно залежать від висоти підйому клапана $h = h(x)$. Так як невідомим є тільки параметр h , знайдемо залежність шляхом розв'язання рівняння балансу сил у проекції на вісь OY:

$$F - m_k g = 0, \quad (3.2)$$

де m_k – маса клапана, кг.

Силою реакції опор у проекції на вісь OY зневажаємо, вважаючи, що

клапан вільно переміщується у вертикальному напрямку.

Вираз для визначення сили F має вигляд:

$$F = f_k \frac{\rho_\Gamma W_3^2}{2}, \quad (3.3)$$

де f_k – площа клапана, м².

Середню швидкість газу в перерізі прорізів клапана знайдемо з рівняння витрати:

$$W_3 = \frac{W_0 f_0 n}{f_3}, \quad (3.4)$$

де f_0 – площа отвору в тарілці під клапаном, м²; f_3 – площа зазорів для проходу газу між клапаном і полотном тарілки, м²;

для дискового клапана:

$$f_3 = 2\pi R \cdot h \cdot n; \quad (3.5)$$

для сферичного клапана:

$$f_3 = f_{вир} \cdot z,$$

де $f_{вир}$ – площа зубцюватого вирізу в газовому патрубку, м²;

h – висота підйому клапана;

z – кількість вирізів у газовому патрубку, шт.

Площа вирізу:

трикутної форми: $f_{вир} = \frac{1}{2} t \cdot h,$ (3.6)

де t – величина основи вирізу;

прямокутної форми: $f_{вир} = b \cdot h,$ (3.7)

де b – ширина вирізу.

Підставляючи значення сили F і швидкості W_3 з виразів (3.2 – 3.7) у (3.2) одержимо наступне співвідношення:

$$h = \frac{W_0 f_0}{\Gamma} \sqrt{\frac{f_k \rho_\Gamma}{2m_k g}}, \quad (3.8)$$

де Γ – параметр, що враховує геометрію і конструкцію клапана, м.

$\Gamma = 2\pi R$ – для круглого пластинчатого клапана;

$\Gamma = \frac{t \cdot z}{2}$ – для сферичного клапана з трикутними вирізами;

$\Gamma = b \cdot z$ – для сферичного клапана з прямокутними вирізами;

$\Gamma = 2(a + v)$ – для клапана прямокутною формою.

Дана формула справедлива тільки для тих клапанів, у яких геометричний центр збігається з центром ваги. У випадку, якщо клапанна тарілка з прямокутними клапанами, то динамічний напір газу, внаслідок нерівномірного відкриття клапана, створює нерівномірну епюру сил. З теоретичної механіки відомо, що вектор сили можна переміщувати в будь-яку точку на площині, компенсуючи зміни балансу моментів шляхом уведення моменту пари сил. У даному випадку це означає, що епюру сил динамічного напору можна представити як сумарну силу \vec{F} , прикладену до центра диска O , і момент пар сил M відносно точки O (рис. 3.3).

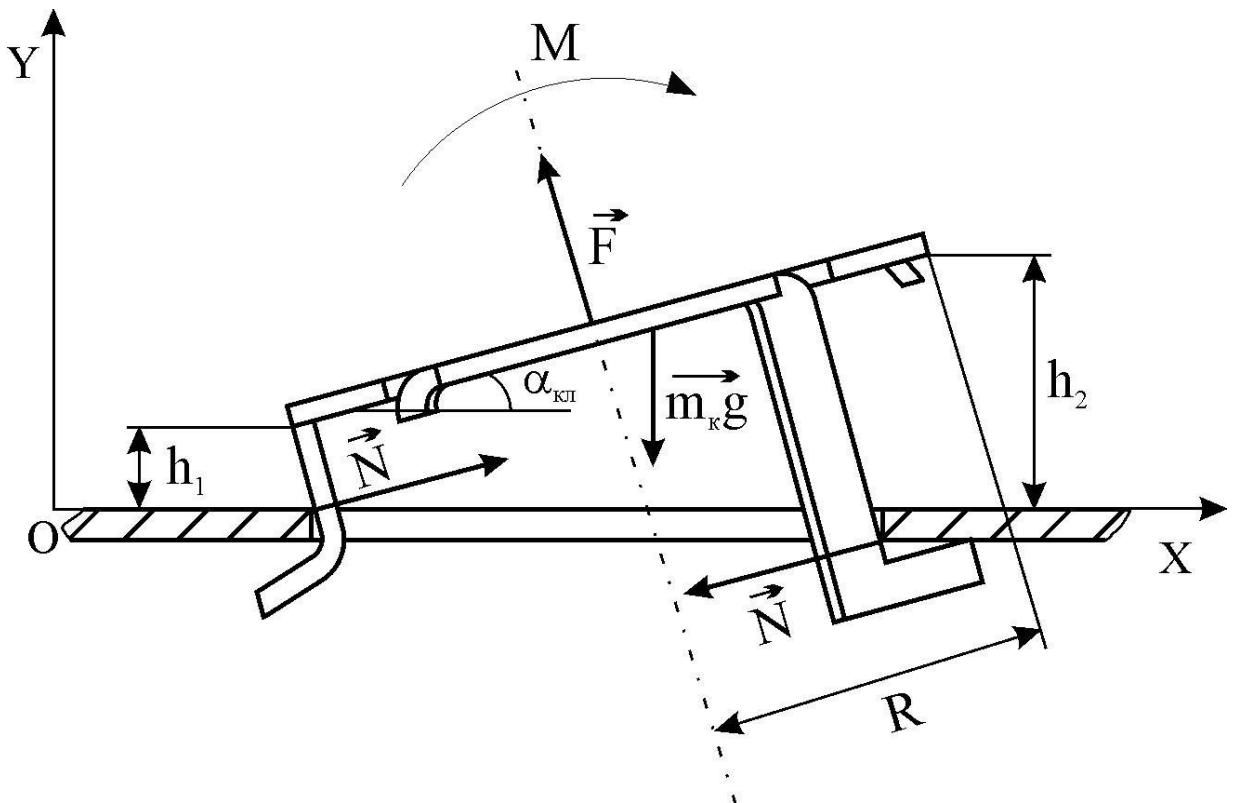


Рис. 3.3. Сили, що діють на прямокутний клапан масообмінної тарілки

Запишемо рівняння балансу сил у проекції на вісь ОУ:

$$F \cos \alpha_{\text{кл}} - m_{\text{к}} g = 0. \quad (3.9)$$

Силою реакції опор у проекції на вісь ОУ зневажаємо, вважаючи, що клапан вільно переміщується у вертикальному напрямку.

Підставляючи значення сили F і швидкості W_3 з виразів (3.3) і (3.4) у (3.9), і з огляду на те, що $\cos \alpha_{\text{кл}} = R / \sqrt{R^2 + \Delta h^2}$ одержимо наступне співвідношення:

$$\frac{f_{\text{к}} \rho_{\Gamma} W_0^2 f_0^2 R}{f_3^2 \sqrt{R^2 + \Delta h^2}} = 2m_{\text{к}} g, \quad (3.10)$$

$$h = (h_1 + h_2)/2; \quad \Delta h = (h_1 - h_2)/2,$$

де $f_3 = 2\pi R \frac{h_1 + h_2}{2}$ – для дискового клапана;

$f_3 = ba \frac{h_1 + h_2}{2}$ – для прямокутного клапана шириною a і довжиною b .

Звідки, висота підйому клапана:

$$h = \frac{W_0 f_0}{\Gamma \cdot n} \sqrt{\frac{f_{\text{к}} \rho_{\Gamma} R}{2m_{\text{к}} g \sqrt{R^2 + \Delta h^2}}}. \quad (3.12)$$

За формулами (3.9, 3.12) можна розрахувати висоту підйому клапанів у залежності від їхньої ваги і геометрії для будь-якої швидкості газу в отворі тарілки. Крім того, з рівнянь (3.9, 3.12), задавши h_{\min} , h_{\max} , можна знайти значення швидкостей газу, що відповідають початкові і кінцю підйому клапанів. Це дозволяє отримати робочу швидкість газу в колоні, яка відповідає оптимальному гідродинамічному режиму роботи клапанних тарілок. Тоді:

для клапанів перехресного типу

$$W_0 = \frac{h \cdot \Gamma \cdot n}{f_0 \sqrt{\frac{f_{\text{к}} \rho_{\Gamma}}{2gm_{\text{к}}}}}; \quad (3.13)$$

для клапанів прямого типу

$$W_0 = \frac{h \cdot 2\pi R}{f_0 \sqrt{\frac{f_k \rho_r R}{2g \cdot m_k \sqrt{R^2 + \Delta h^2}}}}. \quad (3.14)$$

Швидкість газу у вільному перерізі тарілки:

$$W_p = \frac{W_0 f_0 n}{F_6}, \quad (3.15)$$

У роботі [16] відзначається, що на опір сухих тарілок значний вплив здійснюють перекося та заїдання клапанів, що виникають при їх підйомі. В залежності від цього розбіжність дослідних даних для однакових швидкостей газу при збільшенні і зменшенні швидкості газу складає величину до 10%.

У наших дослідженнях гідравлічного опору клапанних тарілок з пропонованими сферичними клапанами перекося і заїдань візуально виявлено не було. Величини гідравлічних опорів тарілки для однакових значень швидкості газу у випадку збільшення і скидання навантаження по газу збігалися.

3.2. Режими роботи зрошуваної тарілки. Дослідження провалу рідини і розрахунок мінімальної і максимальної швидкості газу

Спостереження за роботою зрошуваних тарілок показали, що в дослідженому діапазоні зміни швидкостей газу і навантажень по рідині існують різні гідродинамічні режими, які відрізняються особливостями взаємодії контактуючих фаз на полотні тарілки і структурою газорідного шару.

У досліджених межах зміни режимних параметрів у залежності від навантажень по газу і рідині для тарілок зі сферичними клапанами було виявлено три режими роботи: несталий (режим провалу), барботаажний і струминно-інжекційний (рис. 3.4, 3.5, 3.6).

Конструктивні особливості тарілок і співвідношення навантажень по

фазах здійснюють вплив на межі переходу від одного режиму роботи до іншого.

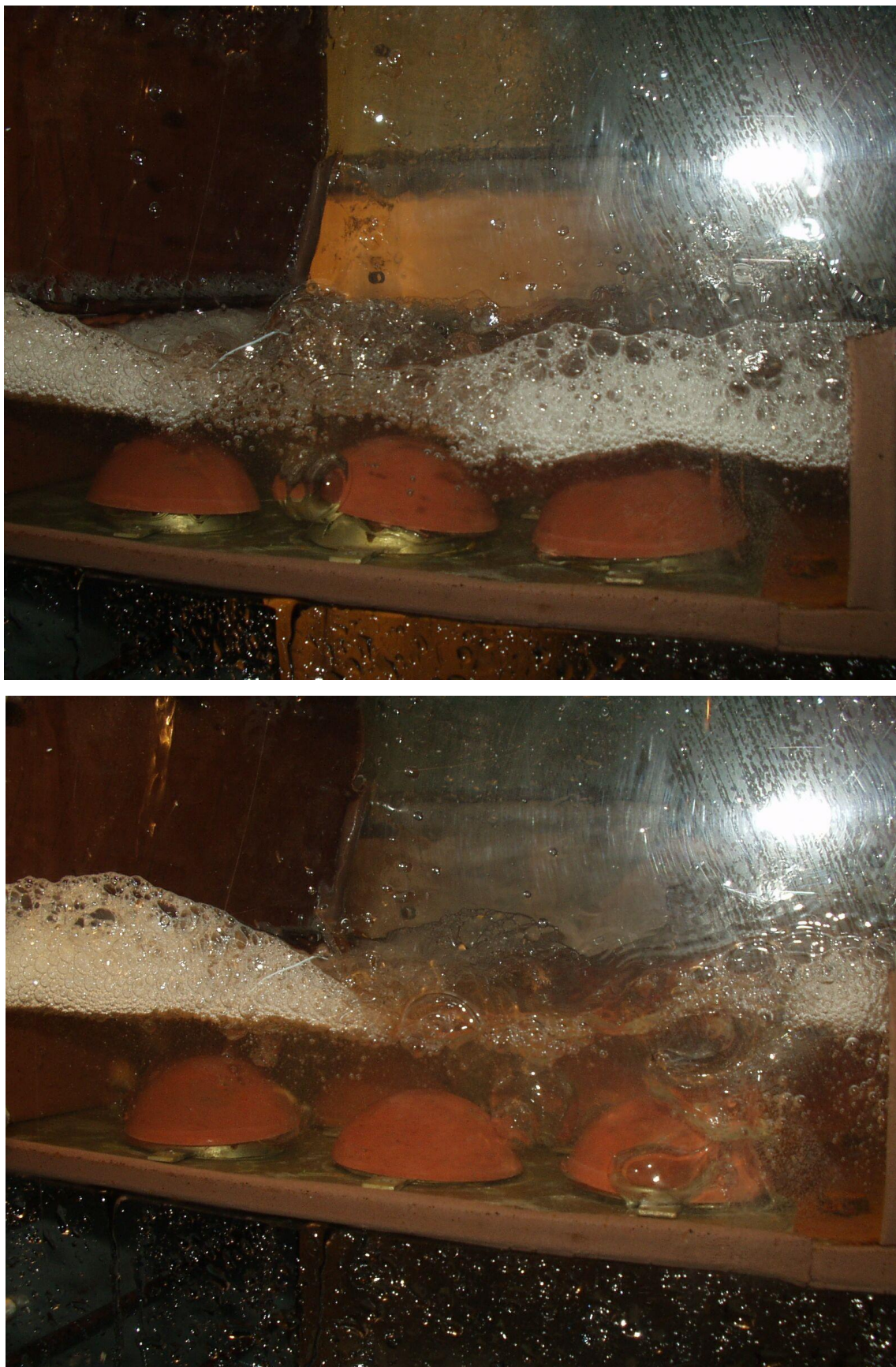


Рис. 3.4. Несталий режим роботи тарілки

У діапазоні малих навантажень по газу спостерігається несталий режим. Для цього режиму характерно протікання рідини через отвори під клапанами на тарілку, яка розташована нижче. На тарілках спостерігається почергове включення клапанів у роботу.

При збільшенні навантаження по газу настає барботажний режим. Він характеризується вступом у роботу всіх клапанів і приводить до утворення стійкого барботажного шару у вигляді піни з дрібними комірками. Клапани працюють у режимі саморегулювання перерізу для проходу газу. Може спостерігатися вимикання з роботи то одного, то іншого клапана. Цей режим є робочим, тому що він характеризується дуже розвинутою поверхнею контакту фаз при стабільному гідравлічному опорі.

При подальшому збільшенні швидкості газу клапани переходять до струминно-інжекційного режиму роботи. При цьому газ виходить на поверхню рідини у вигляді струменів і факелів, відбувається інтенсивне винесення рідини і зменшується запас рідини на тарілці.

Діапазон гідродинамічно усталеної роботи тарілки обмежується мінімально допустимою й максимально допустимою швидкістю газу. У даному дослідженні за мінімальну допустиму швидкість приймали швидкість газу, за якої припиняється провал рідини через отвори під клапанами на тарілку, яка розташована нижче.

Дослідження провалу рідини проводили на трьох тарілках при різній масі клапанів, висоті зливної перегородки і навантаженню по рідині.

Досліди по вивченню провалу на клапанних тарілках показують, що провал рідини значно залежить від маси клапанів. При фіксованій швидкості газу, чим легше клапани, тим сильніше провал.

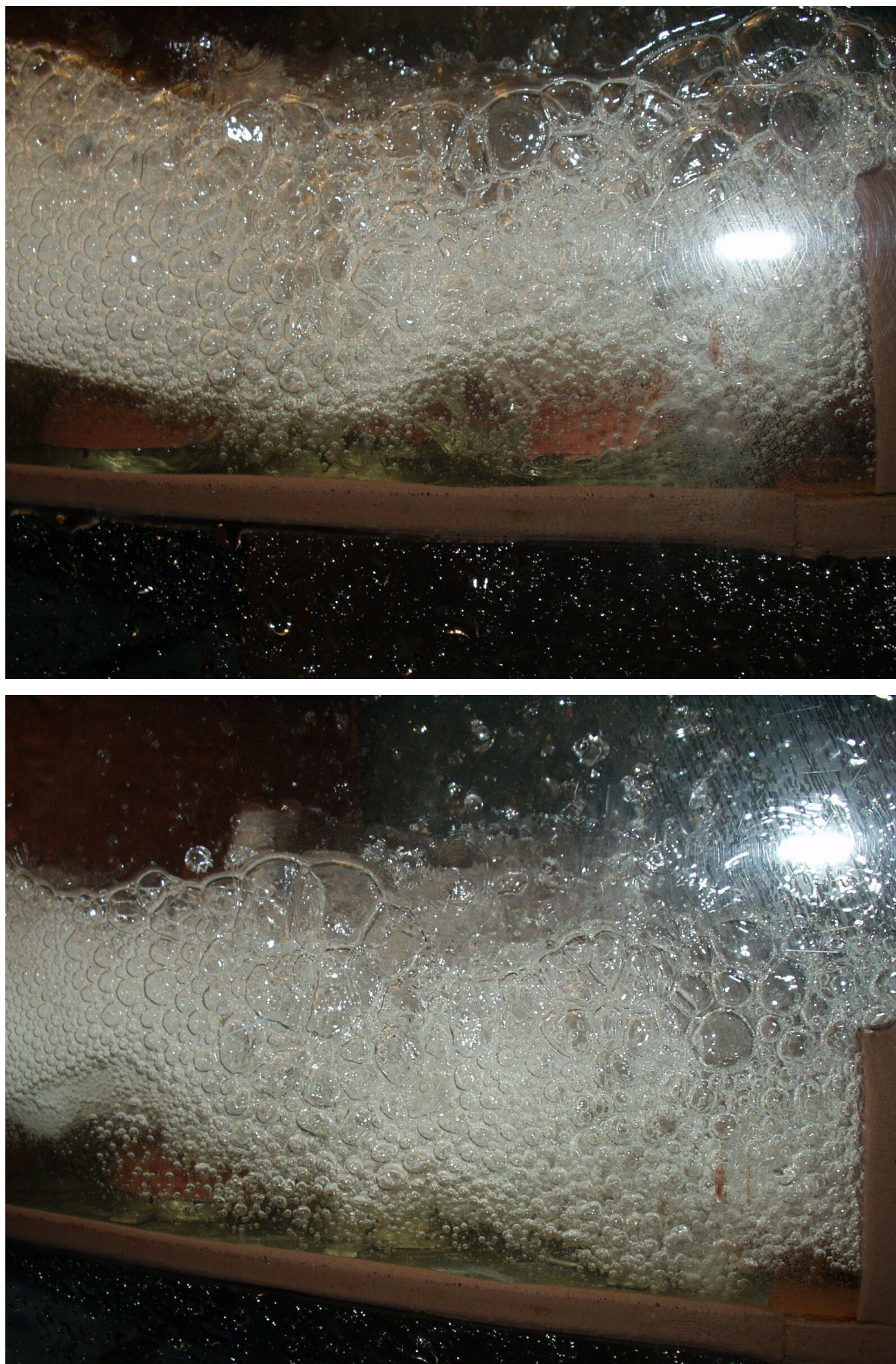


Рис. 3.5. Барботажний режим роботи тарілки



Рис. 3.6. Струминно-інжекційний режим роботи тарілки

На рис. 3.7, як приклад, приведена залежність величини провалу рідини Π від швидкості повітря у вільному перерізі колони з різними масами клапанів. Можна бачити, що, чим менше маса клапанів, тим вище розташування кривих $\Pi - W_p$.

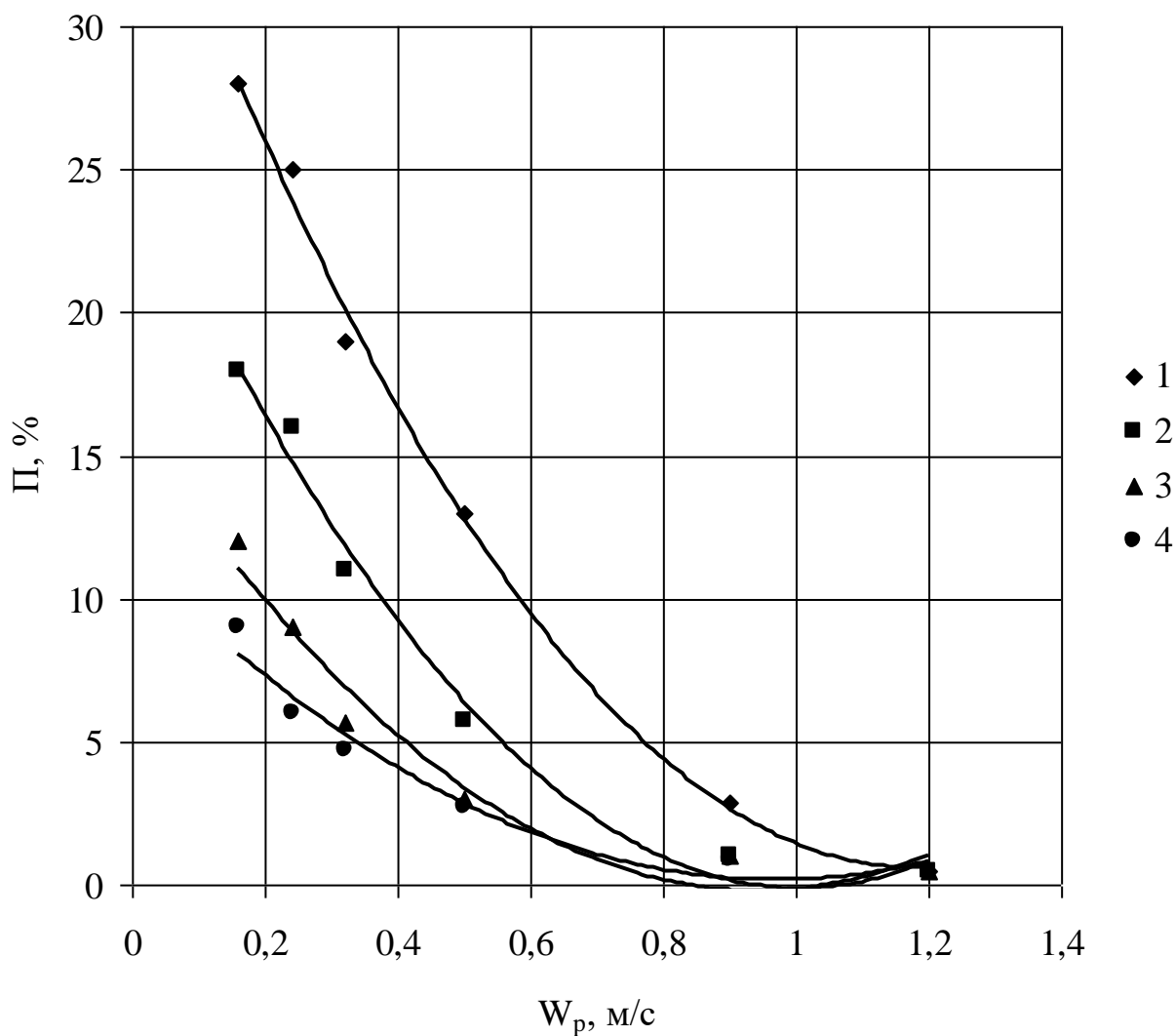


Рис. 3.7. Залежність провалу рідини від швидкості газу при висоті зливної перегородки 50 мм, щільності зрошення $22 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$: 1 – маса клапана 0,022 кг; 2 – 0,030; 3 – 0,040; 4 – 0,050.

Залежність величини провалу рідини на тарілці від маси клапанів має експоненціальний характер (рис. 3.8).

У дослідженнях швидкості процесу припинення провалу за мінімальну припустиму швидкість газу приймали швидкість газу, при якій величина провалу рідини складала 5%.

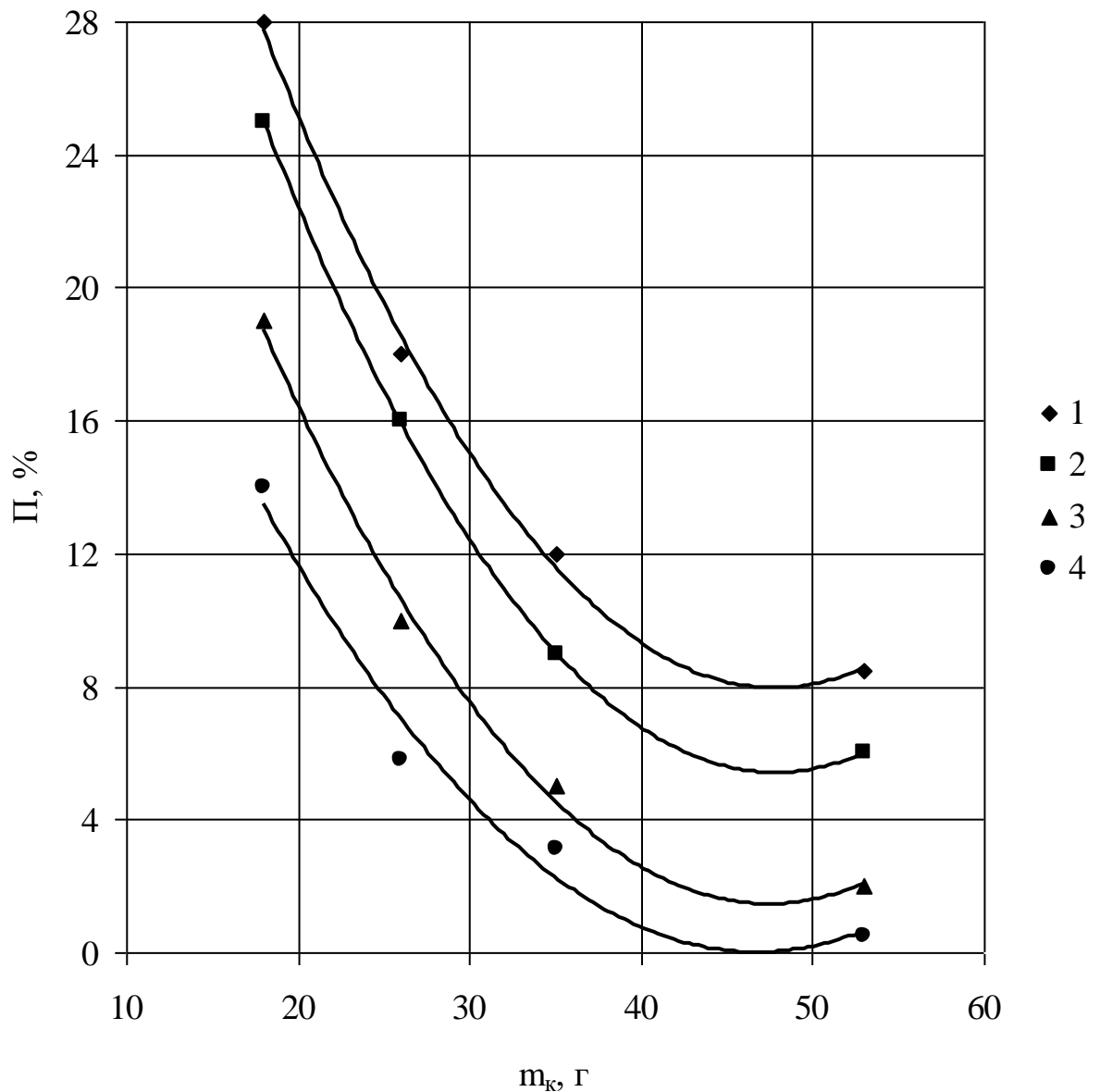


Рис. 3.8. Залежність величини провалу рідини від маси клапанів при висоті зливної перегородки 50 мм і щільності зрошення $22 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$. 1 – швидкість газу $W_p=0,15 \text{ м/с}$; 2 – 0,2; 3 – 0,3; 4 – 0,5.

Швидкість газу, за якої припиняється провал рідини на тарілці, залежить від маси клапанів. На рис. 3.9 представлена залежність мінімальної швидкості газу в колоні W_{pmin} , за якої припиняється провал рідини, від маси клапанів та їх типу на тарілках без зливної перегородки та зі зливною перегородкою 50 мм.

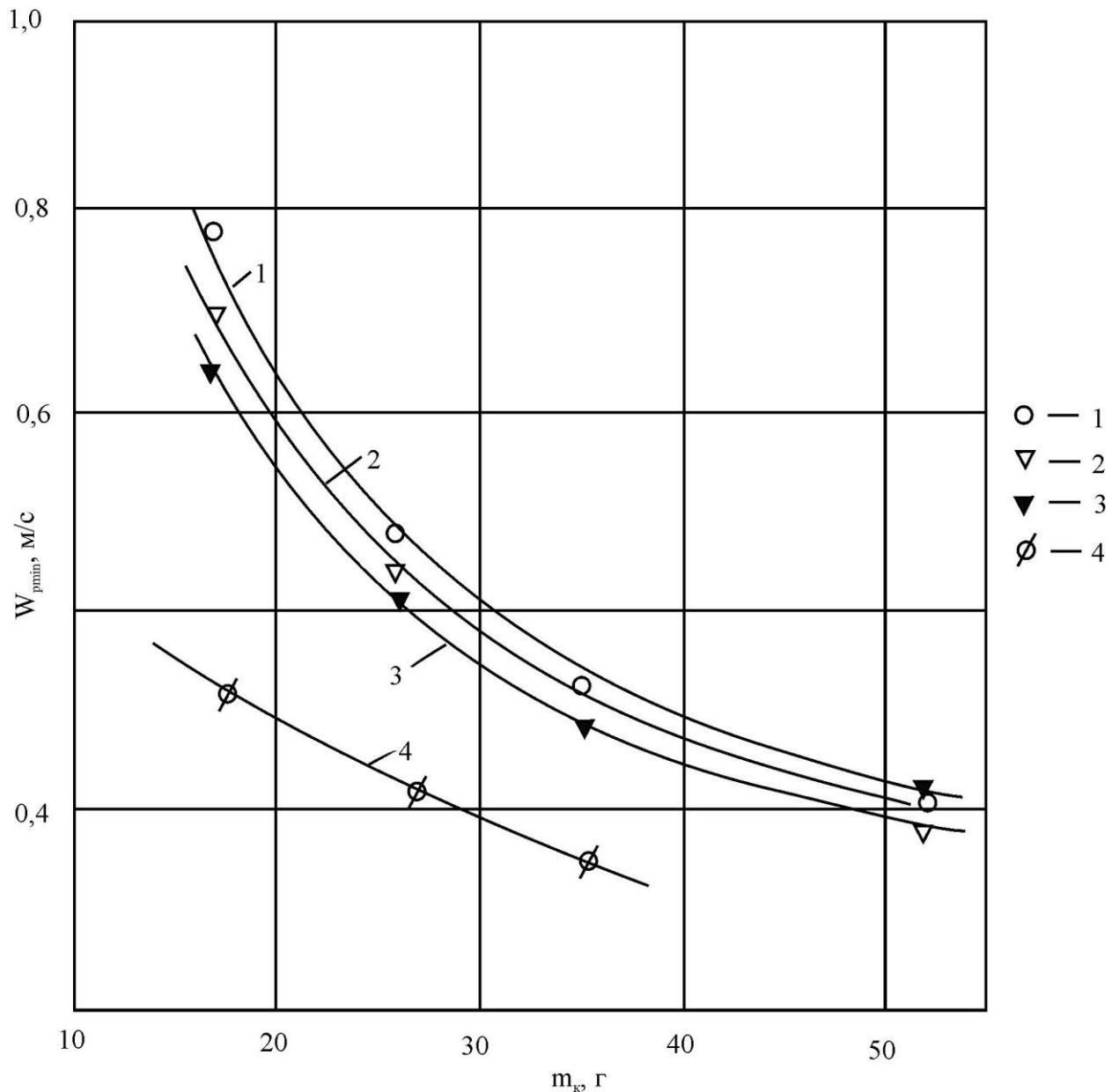


Рис. 3.9. Залежність мінімально допустимої швидкості газу в колоні W_{min} від маси клапанів на тарілці при висоті зливної перегородки 50 мм, навантаженню по рідині $22 \text{ м}^3/(\text{м}^2 \text{ ч})$: 1 – прямоточна клапанна тарілка; 2 – тарілка „Глітч”; 3 – клапанна тарілка зі сферичними клапанами; 4 – нова клапанна тарілка (без зливної перегородки).

Можна бачити, що мінімально допустима швидкість газу сильно залежить від висоти зливної перегородки і маси клапанів і незначною мірою – від геометрії клапанів.

Механізм провалу рідини на сітчастій і клапанній тарілках є однаковим. Тому для розрахунку мінімально допустимої швидкості газу, що відповідає

припиненню провалу рідини, було використано розрахункове рівняння, запропоноване Молокановим [51]. Однак, на клапанній тарілці при постійному перерізі отворів під клапанами переріз щілин під клапанами, через який відбувається протікання рідини, змінюється за рахунок пульсацій тиску газу під тарілкою [22]. Це приводить до посилення флуктуацій рівня рідини на тарілці. Зі зменшенням маси клапанів посилюється пульсація тиску газу під тарілкою [15], а це збільшує нерівномірність роботи тарілки і відсуває область усталеної роботи тарілки у бік великих швидкостей газу.

Мінімальна швидкість газу в отворах, що відповідає припиненню провалу рідини на клапанній тарілці, може бути розрахована за формулою [51], яка отримана для сітчастої тарілки, з урахуванням коефіцієнта χ , що характеризує вплив маси клапанів:

$$W_{0\min} = \chi \left(1 - \frac{W_{0p}}{\mu \sqrt{2g(h_w + h_{0w})}} \right) \sqrt{\frac{2[\rho_p g(h_w + h_{0w}) - \Delta P_\sigma]}{(2\xi + 1)\rho_\Gamma}}, \quad (3.16)$$

де W_{0p} – швидкість рідини в отворах тарілки, м/с;

$\mu \approx 0,62$ – коефіцієнт витрати при витіканні.

Обробку дослідних даних за коефіцієнтом χ вели, виходячи зі співвідношення (3.16). На рис. 3.10 представлена залежність коефіцієнта χ у рівнянні (3.16) від маси клапанів. Ця залежність задовільно описується рівнянням:

$$\chi = \frac{8,33}{m_\kappa}. \quad (3.17)$$

Співставлення величин мінімально припустимої швидкості газу в отворах клапанної тарілки, отриманої в ході експериментів, з розрахованими за рівняннями (3.16) і (3.17) показує (рис. 3.11), що розбіжність величин не перевищує $\pm 5\%$.

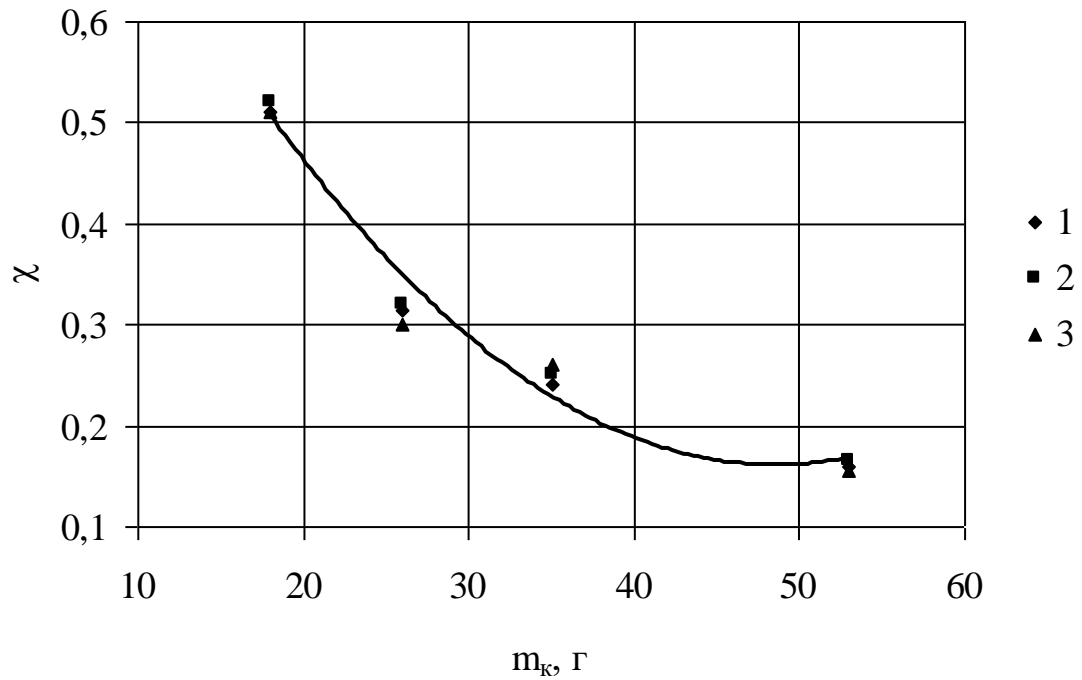


Рис. 3.10. Залежність коефіцієнта χ від маси клапана: 1 – клапанна тарілка зі сферичними клапанами; 2 – тарілка „Глітч”; 3 – прямоточна клапанна тарілка

При вивченні максимальної швидкості газу на тарілці за максимальну швидкість у дослідженнях була прийнята швидкість, коли клапани максимально підняті над полотном тарілки, тобто, коли відбувається зміна барботажного режиму на струминно-інжекційний.

Максимальну швидкість газу, при якій спостерігається повне підняття клапанів, знайдемо, використовуючи вже запропоновану схему дії сил на клапан. Для цього в рівняння сил, діючих на клапан, додамо силу \vec{P} , що враховує перепад тиску рідини в перерізі f_3 . Тоді рівняння (3.1) запишеться в наступній формі:

$$F - P - m_k g = 0. \quad (3.18)$$

Врахуємо перепад тиску рідини в перерізі f_3 у вигляді:

$$P = \rho_p g \cdot h \cdot f_k. \quad (3.19)$$

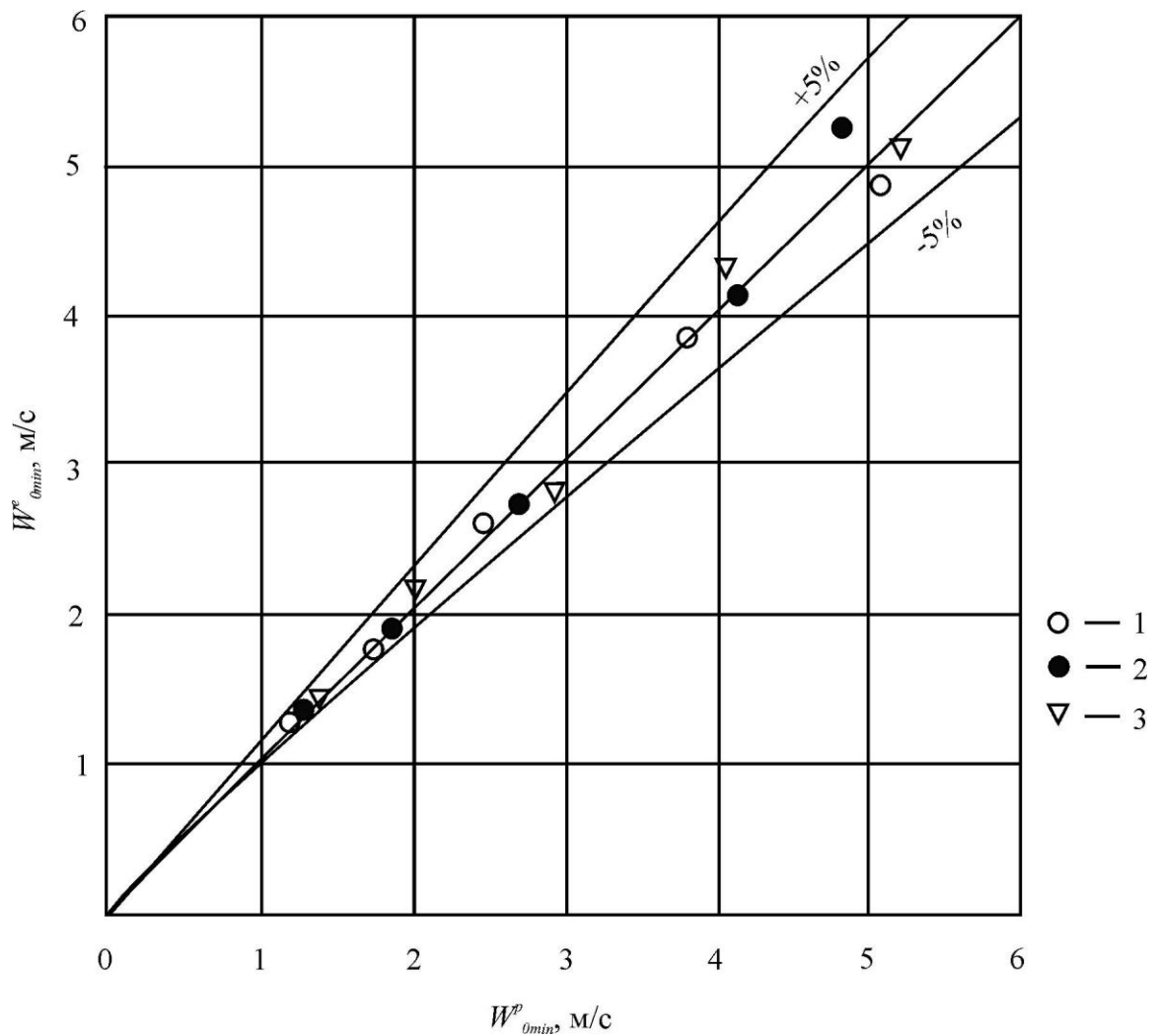


Рис. 3.11. Кореляція експериментальних величин мінімально припустимої швидкості газу в отворах тарілки W_{0min}^e , з розрахованими W_{0min}^p за рівняннями (3.16) і (3.17): 1 – клапанна тарілка нової конструкції; 2 – Глітч; 3 – прямоточна.

З урахуванням викладеного вище, розв'язуючи спільно рівняння (3.3 – 3.8, 3.18, 3.17), максимальну швидкість газу, за якої відбувається повне відкриття клапанів, можна визначити за формулою:

$$W_{0max} = \frac{h_{max} \Gamma \cdot n}{f_0 \sqrt{\frac{f_k \rho \Gamma}{2gm_k + P}}}. \quad (3.20)$$

3.3. Дослідження гідравлічного опору на подолання сил поверхневого натягу

Гідравлічний опір на подолання сил поверхневого натягу може бути визначений за відомим рівнянням:

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{d_e}, \quad (3.21)$$

де d_e – еквівалентний (гідравлічний) діаметр щілини під клапаном. Для клапанних тарілок еквівалентний діаметр дорівнює $2h$, де h – висота підйому клапану.

Підставляючи d_e у формулу (3.21) одержимо:

$$\Delta P_{\sigma} = \frac{4\sigma}{2h} = \frac{2\sigma}{h}. \quad (3.22)$$

За даними деяких дослідників [7, 10] рівняння дійсно тільки для визначених значень діаметра отвору і швидкості пари. Однак, для наближених розрахунків можна виходити з цього рівняння, тому що розбіжності між дослідними і розрахунковими значеннями ΔP_{σ} при цьому виходять незначними [12].

Тому для розрахунку гідравлічного опору на подолання сил поверхневого натягу в клапанних тарілках можна рекомендувати користуватися цим рівнянням.

При цілком відкритих клапанах величина ΔP_{σ} настільки мала, що практично опором поверхневого натягу можна зневажити.

3.4. Дослідження гідравлічного опору зрошуваних тарілок

Аналіз експериментальних даних показує, що величина гідравлічного опору газорідинного шару залежить як від конструктивних особливостей тарілки, так і від режимних параметрів. Однак при оцінці впливу цих факторів

виникають труднощі, пов'язані в основному з достовірністю методики визначення величини $\Delta P_{\Gamma-P}$.

Статичний тиск стовпа рідини, що барботується газом (уявний рівень рідини) на тарілці, визначається розмірами зливної перегородки, щільністю зрошення і густиною шару рідини на тарілці.

Висота статичного стовпа рідини на барботажній тарілці може бути прийнята такою, що складається з двох частин: рівня стовпа газорідинного шару нижче кромки зливної перегородки h'_w і рівня над кромкою зливної перегородки h_{0w} .

Припускаючи, що витрата рідини через зливну перегородку при даному напорі не залежить від фізичних властивостей рідини, одержимо з рівняння водозливу [67, 68]:

$$h_{0w} = \sqrt[3]{\left(\frac{V'}{6645 \cdot l}\right)^2} = \sqrt[3]{\left(\frac{L \cdot \rho_p}{6645 \cdot l \cdot \rho_{\Gamma-P}}\right)^2}, \quad (3.23)$$

де h_{0w} – напір стовпа газорідинного шару над кромкою зливної перегородки при проходженні через неї V' , м; V' – витрата газорідинної емульсії; l – довжина зливної перегородки; L – витрата рідини; $\rho_{\Gamma-P}$ – густина газорідинної емульсії, кг/м³.

Для визначення рівня статичного стовпа рідини, виразимо величину напору в міліметрах стовпа світлої рідини. Тоді можна записати:

$$h_{0w} = \frac{\rho_{\Gamma-P}}{\rho_p} \sqrt[3]{\left(\frac{L \cdot \rho_p}{6645 \cdot l \cdot \rho_{\Gamma-P}}\right)^2}. \quad (3.24)$$

Перетворюючи, одержимо рівняння для розрахунку рівня рідини над кромкою зливної перегородки:

$$h_{0w} = \sqrt[3]{\frac{\rho_{\Gamma-P}}{\rho_p} \left(\frac{L}{6645 \cdot l}\right)^2}. \quad (3.25)$$

Рівень стовпа газорідинного шару нижче кромки зливної перегородки складає:

$$h'_w = h_w \frac{\rho_{\Gamma-P}}{\rho_P}, \quad (3.26)$$

де h_w – висота зливної перегородки.

Тоді остаточний вираз для визначення повного опору газорідинного шару на тарілці буде:

$$h_{cm} = K \cdot h'_w + \sqrt[3]{K \left(\frac{L}{6645 \cdot l} \right)^2}, \text{ м.} \quad (3.27)$$

$$\Delta P_p = \left[K \cdot h'_w + \sqrt[3]{K \left(\frac{L}{6645 \cdot l} \right)^2} \right] \rho_p \cdot g, \text{ Па,} \quad (3.28)$$

$$\text{де } K = \frac{\rho_{\Gamma-P}}{\rho_P}.$$

Обробка результатів дослідження клапанних тарілок показала, що при роботі на системі повітря – вода коефіцієнт K для цих тарілок у середньому дорівнював 0,5. Зі збільшенням швидкості у вільному перерізі колони коефіцієнт K зменшувався до 0,48. Це пояснюється тим, що при збільшенні швидкості повітря вміст газової фази в газорідинному шарі на тарілці збільшується, і питома вага останнього зменшується.

На рис. 3.12 зображено графік залежності опору зрошуваної клапанної тарілки від швидкості повітря, без урахування опору сухої тарілки, тобто опору зумовленого силами поверхневого натягу і тиском стовпа рідини на тарілці. Як видно з рис. 3.12, зі збільшенням швидкості газу опір зрошуваної клапанної тарілки зменшується. Це пояснюється тим, що при підвищенні швидкості повітря поліпшується піноутворення і зменшується коефіцієнт K .

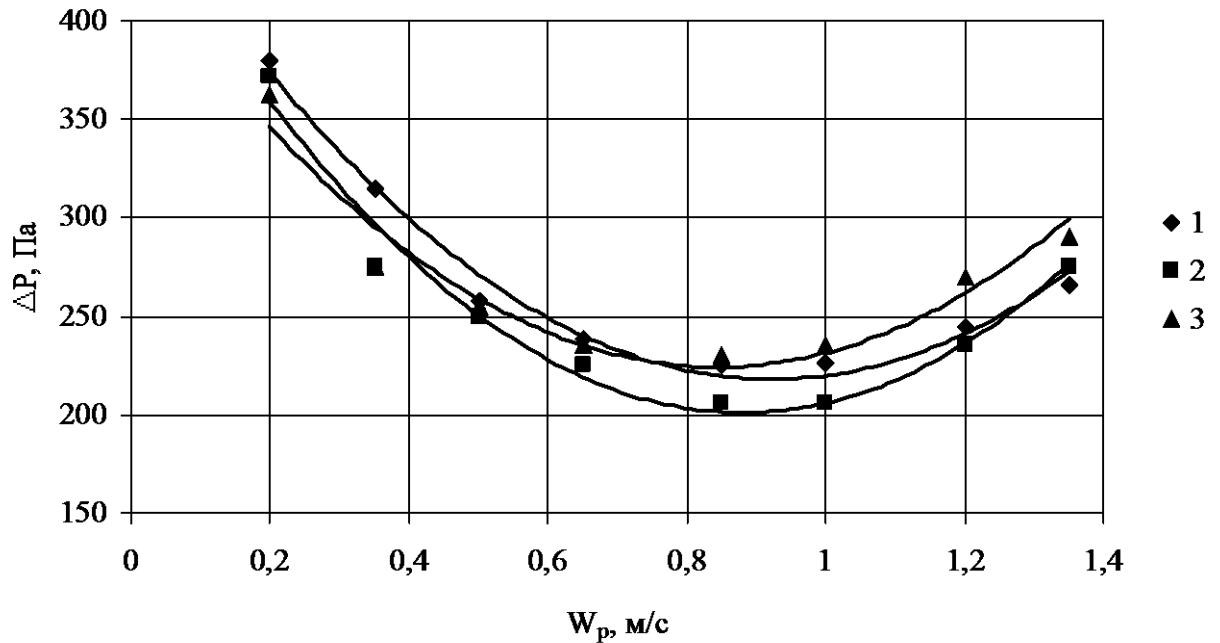


Рис. 3.12. Залежність опору газорідного шару і сил поверхневого натягу на клапанних тарілках від швидкості повітря при щільності зрошення 16 (м³/м²·ч): 1 – прямоточна клапанна тарілка; 2 – клапанна тарілка „Глітч”; 3 – клапанна тарілка зі сферичними клапанами

Коефіцієнт K також зменшується зі збільшенням висоти зливної перегородки, тому що, чим більше висота шару рідини на тарілці, тим краще відбувається піноутворення і тем менше питома вага газорідного шару на тарілці. Якщо прийняти $K=0,5$ то рівняння прийме вигляд:

$$\Delta P_p = \left[0,5 \cdot h_w + 2,25 \left(\frac{L}{l} \right)^{2/3} \right] \rho_p g, \text{ Па.} \quad (3.29)$$

Загальний опір працюючої клапанної тарілки газовому або паровому потоку можна визначити, підставивши розібрані вище складові опору в рівняння:

$$\Delta P = \Delta P_c + \Delta P_\sigma + \Delta P_p, \quad (3.31)$$

одержимо:

$$\Delta P = \xi \frac{W_p^2 \cdot \rho_\Gamma}{2} + \frac{2\sigma}{h} + \left[K \cdot h_w + \sqrt[3]{K \left(\frac{L}{6645 \cdot l} \right)^2} \right] \rho_p g. \quad (3.32)$$

При роботі на системі повітря – вода, згідно даних наших дослідів, можна прийняти $\xi=1,5$ і $K=0,5$. Тоді рівняння (3.32) буде мати вигляд:

$$\Delta P = 0,092 \cdot W_p^2 + \frac{2\sigma}{h} + 2,25 \left(\frac{L}{l} \right)^{2/3}. \quad (3.33)$$

При порівнянні значень опорів розрахованих за рівнянням (3.33), з експериментальними даними, отриманими на різних конструкціях клапанних тарілок, відхилення виявилися в межах $\pm 5\%$ (рис. 3.13).

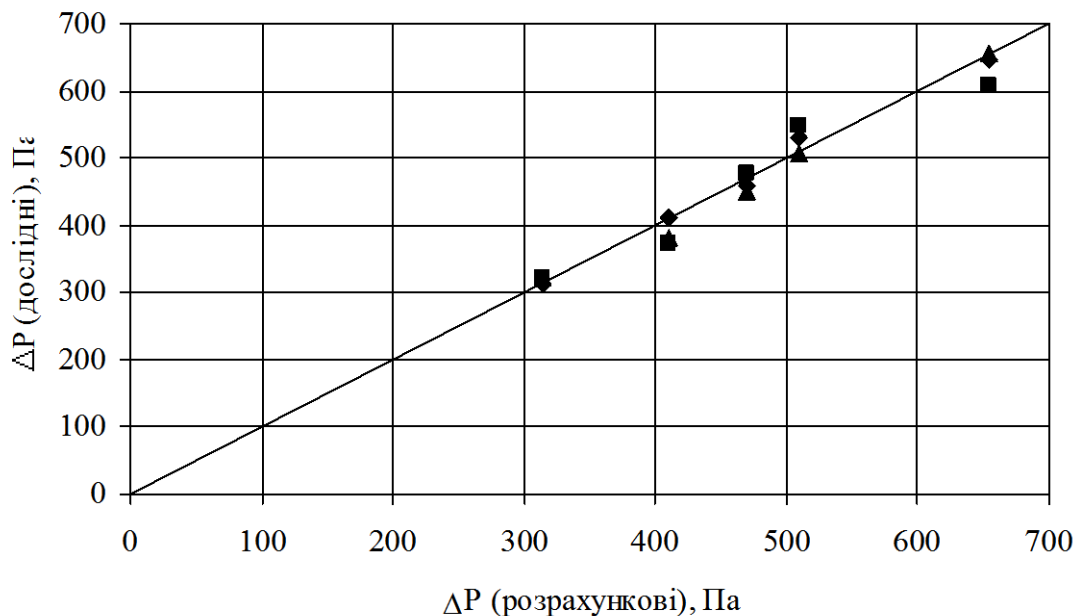


Рис. 3.13. Порівняння дослідних даних по опору клапанних тарілок з розрахунковими даними: 1 – прямоточна клапанна тарілка; 2 – клапанна тарілка „Глітч”; 3 – клапанна тарілка зі сферичними клапанами

На рис. 3.14, 3.15, 3.16 показана залежність загального опору деяких конструкцій клапанних тарілок від швидкості повітря у вільному перерізі колони при різних щільностях зрошення.

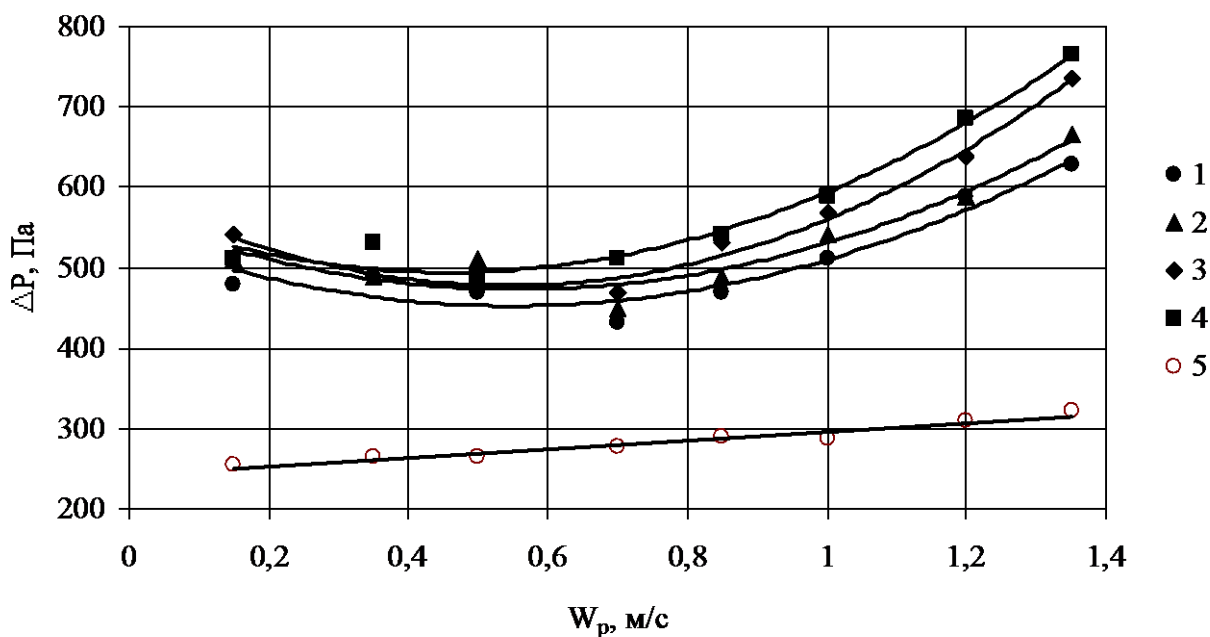


Рис. 3.14. Опір клапанної тарілки зі сферичними клапанами в залежності від швидкості повітря у вільному перерізі колони: 1 – суха тарілка; 2 – щільність зрошення 3,3 ($\text{м}^3/\text{м}^2\cdot\text{ч}$); 3 – щільність зрошення 12 ($\text{м}^3/\text{м}^2\cdot\text{ч}$); 4 – щільність зрошення 22,5 ($\text{м}^3/\text{м}^2\cdot\text{ч}$)

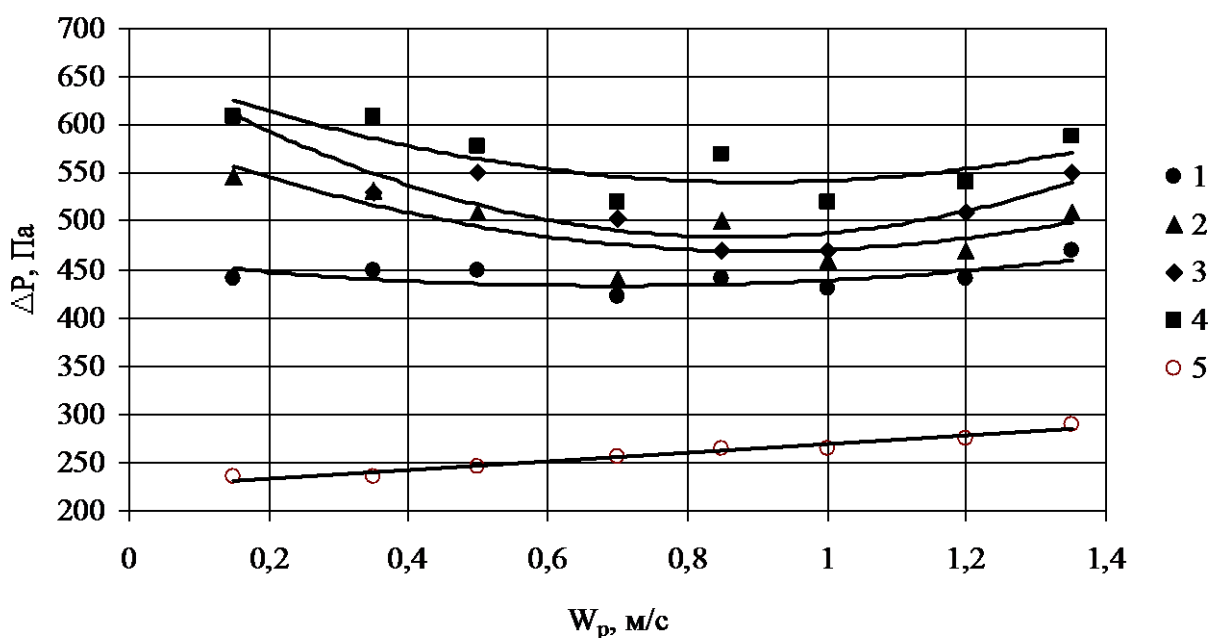


Рис. 3.15. Опір клапанної тарілки „Глітч” у залежності від швидкості повітря у вільному перерізі колони: 1 – суха тарілка; 2 – щільність зрошення 5,15 ($\text{м}^3/\text{м}^2\cdot\text{ч}$); 3 – щільність зрошення 16; 4 – щільність зрошення 22,5

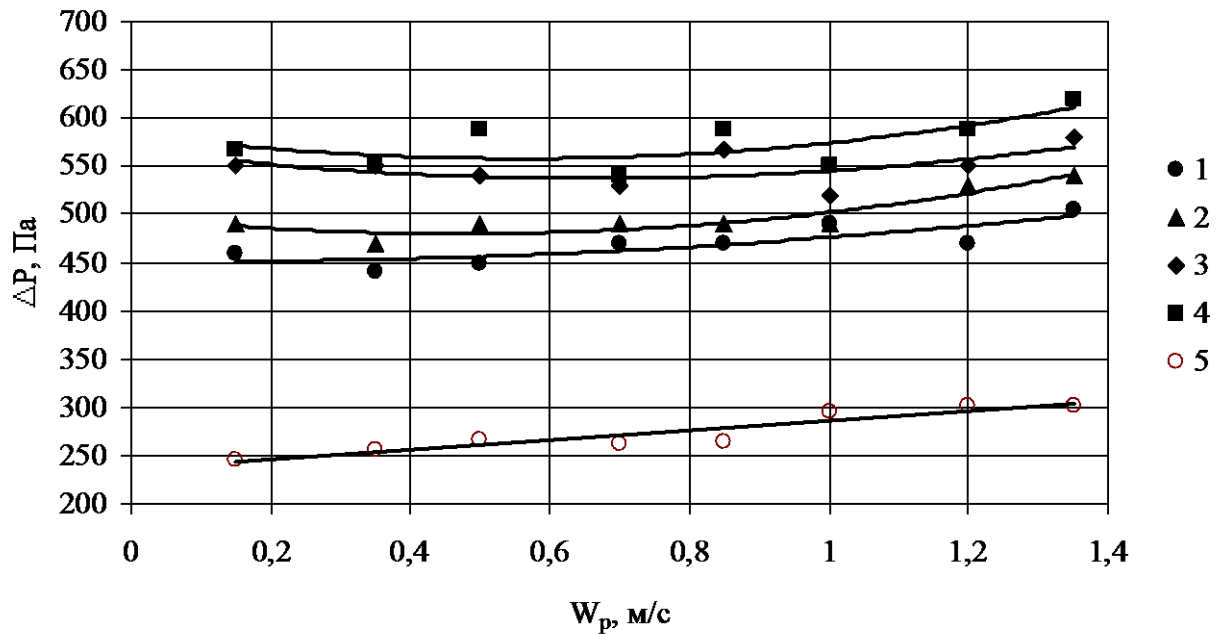


Рис. 3.16. Опір прямої тарілки в залежності від швидкості повітря у вільному перерізі колони: 1 – суха тарілка; 2 – щільність зрошення 5,3 ($\text{м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$); 3 – щільність зрошення 16,3; 4 – щільність зрошення 23

На рис. 3.17 представлена залежність $\Delta P-L_v$ для тарілки зі сферичними клапанами при різних значеннях швидкості газу. Можна бачити, що при збільшенні щільності зрошення гідравлічний опір зростає. Характер залежності $\Delta P-W_p$ зі зміною навантаження по рідині не змінюється.

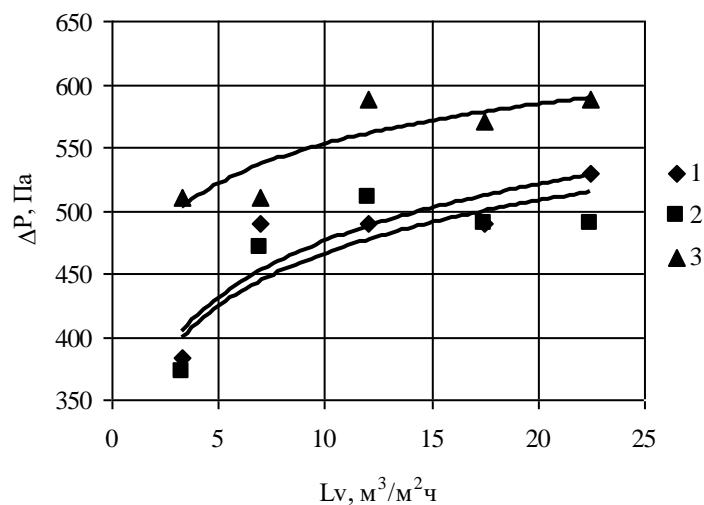


Рис. 3.17 Опір тарілки зі сферичними клапанами в залежності від щільності зрошення: 1 – $W_p=0,2$ м/с; 2 – 0,5 м/с; 3 – 1,0 м/с

На рис. 3.18 представлена залежність гідравлічного опору зрошуваної тарілки від швидкості газу на тарілках, що мають різну висоту зливної перегородки. Можна бачити, що залежності $\Delta P - W_p$ на тарілках зі зливною перегородкою 30 мм і вище близькі за характером і відрізняються від залежності для тарілки без зливної перегородки. На тарілці без зливної перегородки з ростом швидкості росте гідравлічний опір (крива 1). На тарілках зі зливною перегородкою різної висоти опір тарілки зі збільшенням швидкості газу спочатку зменшується (криві 2, 3, 4), а потім починає збільшуватись. Зливна перегородка збільшує запас рідини та утворює гідрозатвор на тарілці. При збільшенні швидкості газу в області динамічної роботи клапанів зменшуються гідрозатвор і запас рідини на тарілці, що приводить до зниження опору тарілки. При великих швидкостях газу в області статичної роботи клапанів опір зрошуваної тарілки збільшується за рахунок росту опору сухої тарілки.

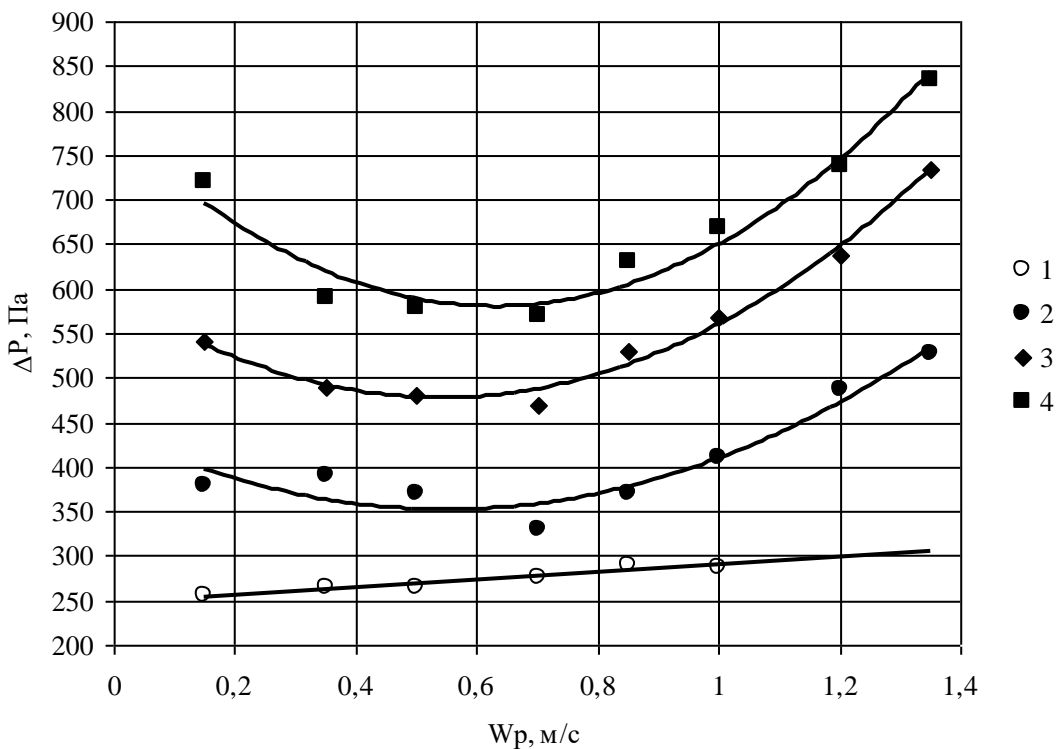


Рис. 3.18. Залежність гідравлічного опору клапанної тарілки зі сферичними клапанами від висоти зливної перегородки: 1 – без зливної перегородки; 2 – $h_w=30$ мм; 3 – 50 мм; 4 – 70 мм

Співставлення впливу висоти зливної перегородки і щільності зрошення рідини на гідравлічний опір зрошуваної тарілки показує, що найбільший вплив на нього здійснює висота зливної перегородки.

Для зменшення опору тарілки бажано збільшувати її живий переріз. Однак при великому живому перерізі тарілки відстань між клапанами стає занадто малою, внаслідок чого погіршується барботаж на тарілці. Тому оптимальним живим перерізом тарілки орієнтовно варто вважати 10-12% від усієї площі тарілки.

3.5. Міжтарілчасте винесення рідини на клапанній тарілці нової конструкції

При оцінці ефективності роботи різних конструкцій барботажних тарілок важливе значення має з'ясування питання міжтарілчастого винесення рідини. Це пояснюється тим, що бризковинесення рідини газом визначає один з основних розмірів колони – відстань між тарілками. Винесення рідини знижує к.к.д. тарілки, змушує зменшувати швидкість газу в колоні, а отже, і знижує продуктивність колони.

У зв'язку з цим нами були проведені досліді по визначенню бризковинесення рідини газовим потоком на клапанних тарілках. При цьому умови проведення дослідів – відстань між тарілками, газорідинна система – для всіх досліджуваних тарілок залишалися однаковими.

Результати дослідів по бризковинесенню приведені в додатку В. Крім того, результати дослідів в графічній формі представлені на рис. 3.19, де показана залежність відносного винесення, а на рис. 3.20 – абсолютного винесення від швидкості повітря у вільному перерізі тарілки.

З рисунка 3.20 видно, що при швидкості повітря більше 1 м/с у клапанних тарілках збільшується значення абсолютного винесення. Це пояснюється тим, що при цій швидкості відбувається перехід від барботажного режиму до струминно-інжекційного.

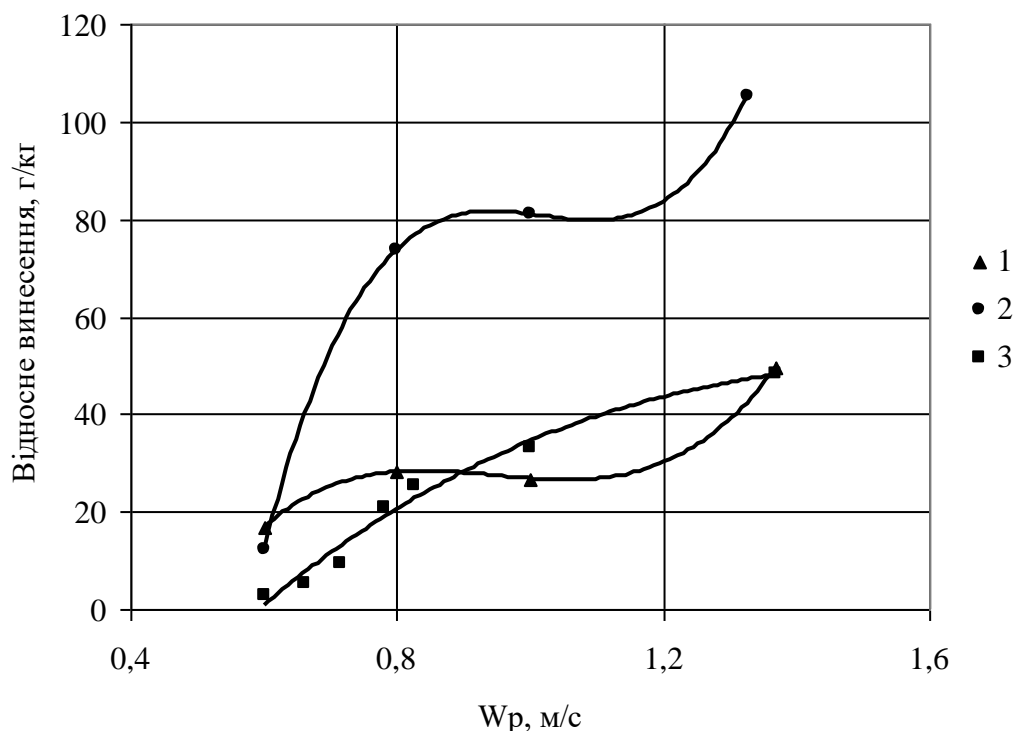


Рис. 3.19. Залежність відносного винесення рідини від швидкості повітря у вільному перерізі колони, відстань між тарілками 200 мм: 1 – клапанна тарілка зі сферичними клапанами; 2 – прямоточна тарілка; 3 – тарілка „Глітч”

Деякі автори пояснюють значне винесення рідини в ковпачкових тарілках великою швидкістю повітря при проходженні його через шар рідини між циліндричними поверхнями ковпачків, тому що значна частина площі тарілки зайнята ковпачками. Молоканов і Скобло [56, 57] пояснюють це явище малою часткою дзеркала барботажу на ковпачкових тарілках, тобто малим відношенням площі дзеркала барботажу до площі тарілки. Через те, що частка дзеркала барботажу на ковпачкових тарілках при зміні швидкості повітря залишалася постійною, спостерігалася безперервне наростання винесення зі збільшенням швидкості повітря у вільному перерізі колони.

Як показали наші візуальні спостереження, при збільшенні швидкості до 1 м/с на клапанних тарілках дзеркало барботажу збільшувалося. Цим пояснюється той факт, що абсолютне винесення рідини в цих тарілках збільшувалося незначною мірою, а відносне винесення іноді зменшувалося.

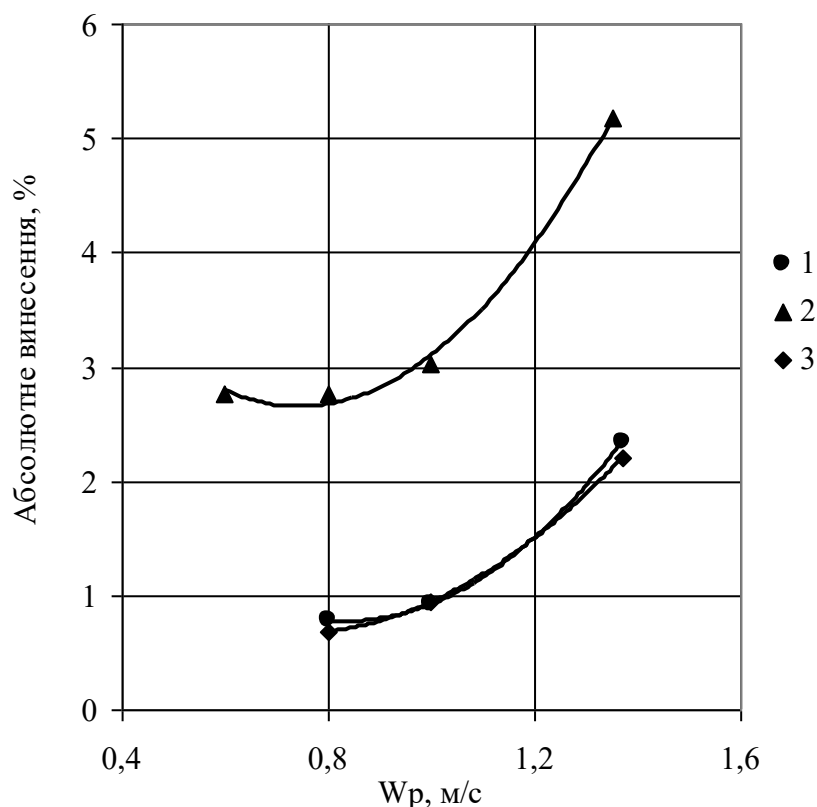


Рис. 3.20. Залежність абсолютного винесення рідини від швидкості повітря у вільному перерізі колони, відстань між тарілками 200 мм: 1 – клапанна тарілка зі сферичними клапанами; 2 – прямоточна тарілка; 3 – тарілка „Глітч”

Збільшення частки дзеркала барботажу на клапанних тарілках викликано поступовим включенням усіх клапанів у роботу. При швидкості повітря 1 м/с усі клапани знаходилися в робочому стані, тому при подальшому підвищенні швидкості повітря частка дзеркала барботажу залишалася постійною.

Судячи з результатів наших дослідів, величину винесення у різних тарілок не завжди можна визначити по величині дзеркала барботажу. Так на прямоточній тарілці й на тарілці зі сферичними клапанами частка дзеркала барботажу майже однакова, у той час як винесення виявилось різним. При визначенні величини винесення варто враховувати також характер розподілу і напрямку газових струменів при проходженні через тарілку. Винесення

залежить від швидкості повітря в прорізах ковпачків і в отворах тарілок [22, 78], а отже, і від живого перерізу тарілки. Воно залежить також від умов зіткнення газових струменів [44, 39]. Усі ці фактори не враховують величини частки дзеркала барботажу. Велике винесення рідини з прямої тарілки, в порівнянні з новою клапанною тарілкою, обумовлено тим, що при швидкостях повітря більше 1 м/с газові струмені з-під клапанів виходять з великою швидкістю і захоплюють за собою частину рідини на тарілку, що розташована вище.

Аналіз результатів дослідження винесення, що представлений в додатку 3, табл. 3, показує, що при досліджуваних швидкостях повітря і відстані між тарілками 300 мм величина винесення далека від тих значень, що серйозно можуть вплинути на к.к.д. тарілки. При зменшенні відстані між тарілками до 200 мм винесення значно зростає, однак і за таких умов воно не може істотно вплинути на к.к.д. тарілок.

Нами зроблена спроба узагальнити дані проведених дослідів і вивести рівняння для визначення величини винесення в залежності від зміни ряду факторів.

Дані наших дослідів, а також результати численних досліджень інших авторів показали, що винесення залежить від швидкості повітря у вільному перерізі колони, від відстані між тарілками і від типу тарілок. Крім того, винесення залежить від глибини барботажу і від фізико-хімічних властивостей газу і рідини [22, 34]. Молоканов і Скобло з'ясували, що винесення зростає зі збільшенням глибини барботажу, питомої ваги і в'язкості газу та зменшується зі збільшенням поверхневого натягу і питомої ваги рідини [56].

На основі цього можна записати:

$$E = f(W_p, H, A, B), \quad (3.34)$$

де E – абсолютне винесення, % від кількості рідини, що зрошує;
 W_p – швидкість повітря у вільному перерізі колони; H – відстань між тарілками;
 A – коефіцієнт, що враховує вплив глибини барботажу;

B – коефіцієнт, що враховує вплив фізико-хімічних властивостей газорідинної системи.

В нашій роботі не вивчався вплив глибини барботажу і фізико-хімічних властивостей газорідинної системи, тому у всіх дослідах, висота зливної перегородки залишалася постійною (50 мм.) і газорідинна система була одна й та ж. При цьому коефіцієнти A і B формули (3.34) залишалися постійними, тому їх можна об'єднати і замінити одним коефіцієнтом C . Тоді рівняння (3.34) прийме вигляд:

$$E = C \frac{W_{\kappa}^m}{H^n}. \quad (3.35)$$

Для знаходження залежності винесення від швидкості повітря ті досліди, у яких змінювалася тільки швидкість повітря у вільному перерізі колони, були оброблені методом середніх [26], а всі інші фактори залишалися постійними. Усереднюючи отримані величини для різних типів тарілок, визначено:

- для тарілки зі сферичними клапанами і тарілки „Глітч” $m=2,7$ при $W_p > 1$ м/с;
- для прямої тарілки $m=1,7$ при $W_p > 1$ м/с.

Подібним же чином ми визначили характер залежності винесення від відстані між тарілками. Показник ступеня n при величині H дорівнює 3.

Коефіцієнт C для газорідинної системи “повітря – вода” і висоти зливної перегородки 50 мм дорівнює $3,6 \cdot 10^{-3}$.

Величина винесення залежить від таких параметрів, як швидкість газу, навантаження по рідини, відстань між тарілками і висота зливної перегородки.

В умовах усталеної роботи тарілки пропонуються наступні залежності для визначення величини винесення при швидкості повітря 1 м/с, тобто в умовах усталеної роботи тарілок:

для клапанної тарілки зі сферичними клапанами та тарілки «Глітч»

$$E = 3,6 \cdot 10^{-3} \cdot 2,1 \frac{W_p^{2,7}}{H^3}, \quad (3.36)$$

для прямої тарілки

$$E = 3,6 \cdot 10^{-3} \cdot 4 \frac{W_p^{1,7}}{H^3}. \quad (3.37)$$

Порівняння експериментальних і розрахункових даних, що до визначення виносення E , представлено на рис. 3.21. Видно, що точність розрахунку виносення цілком задовільна.

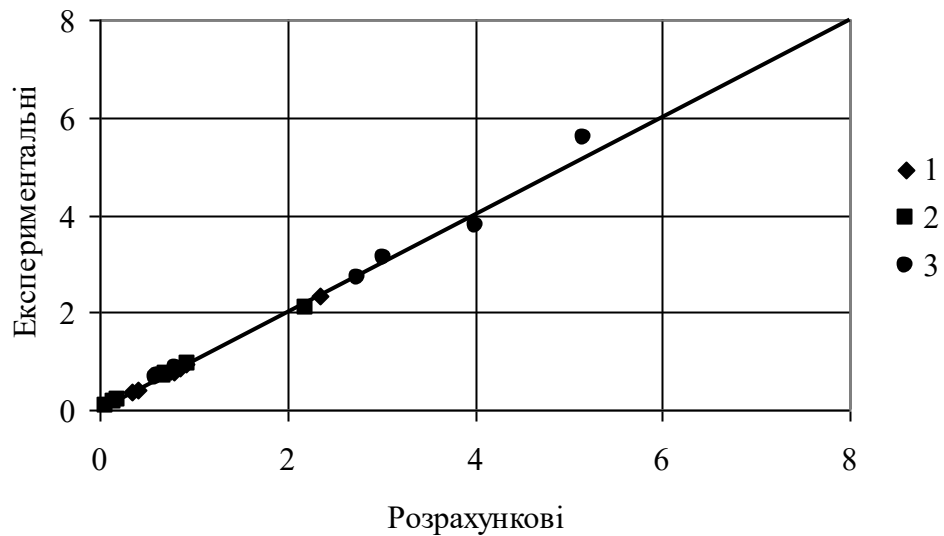


Рис. 3.21. Порівняння дослідних даних по виносенню з розрахованими за рівнянням (3.36 – 3.37): 1 – тарілка зі сферичними клапанами; 2 – тарілка «Глітч»; 3 – прямоточна тарілка

Таким чином, формули (3.36 – 3.37) дають можливість робити порівняльну оцінку різних типів тарілок у відношенні бризковинесення.

РОЗДІЛ 4

Дослідження масопередачі на клапанній тарілці

4.1. Масовіддача в рідкій фазі

Отримані експериментальні дані по масовіддачі в рідкій фазі оброблялися в залежності від висоти статичного шару рідини h_{cm} , що, як відзначалося вище, є одним з основних гідравлічних параметрів, що здійснює вплив на коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі. На рис. 4.1 представлена залежність $\beta_{Lf}=f(h_{cm})$ при постійній швидкості газу.

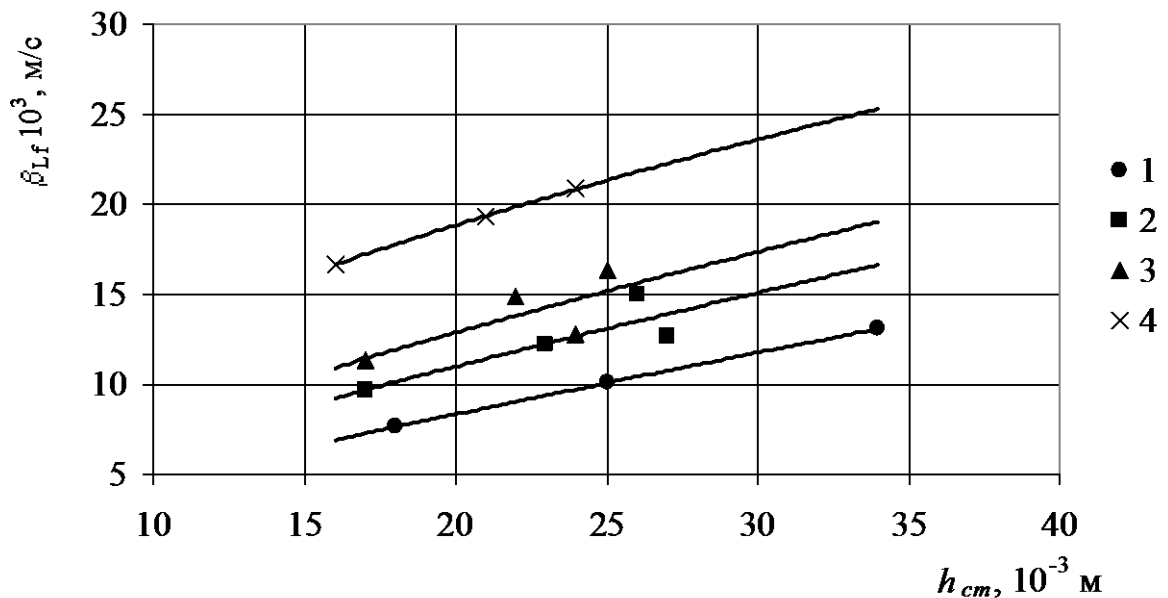


Рис. 4.1. Залежність коефіцієнта масовіддачі в рідкій фазі від висоти статичного шару рідини на тарілці: 1 – $W_p=0,2$ м/с; 2 – $W_p=0,5$ м/с; 3 – $W_p=0,8$ м/с; 4 – $W_p=1,2$ м/с

З рис. 4.1 видно, що зі збільшенням h_{cm} коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі збільшується, причому експериментальні дані добре апроксимуються співвідношенням $\beta_{Lf} \sim h_{cm}^{0,75}$. Для визначення ступеня впливу швидкості газу на величину β_{Lf} будувався графік залежності $\beta_{Lf} = f(W_p)$ (рис. 4.2).

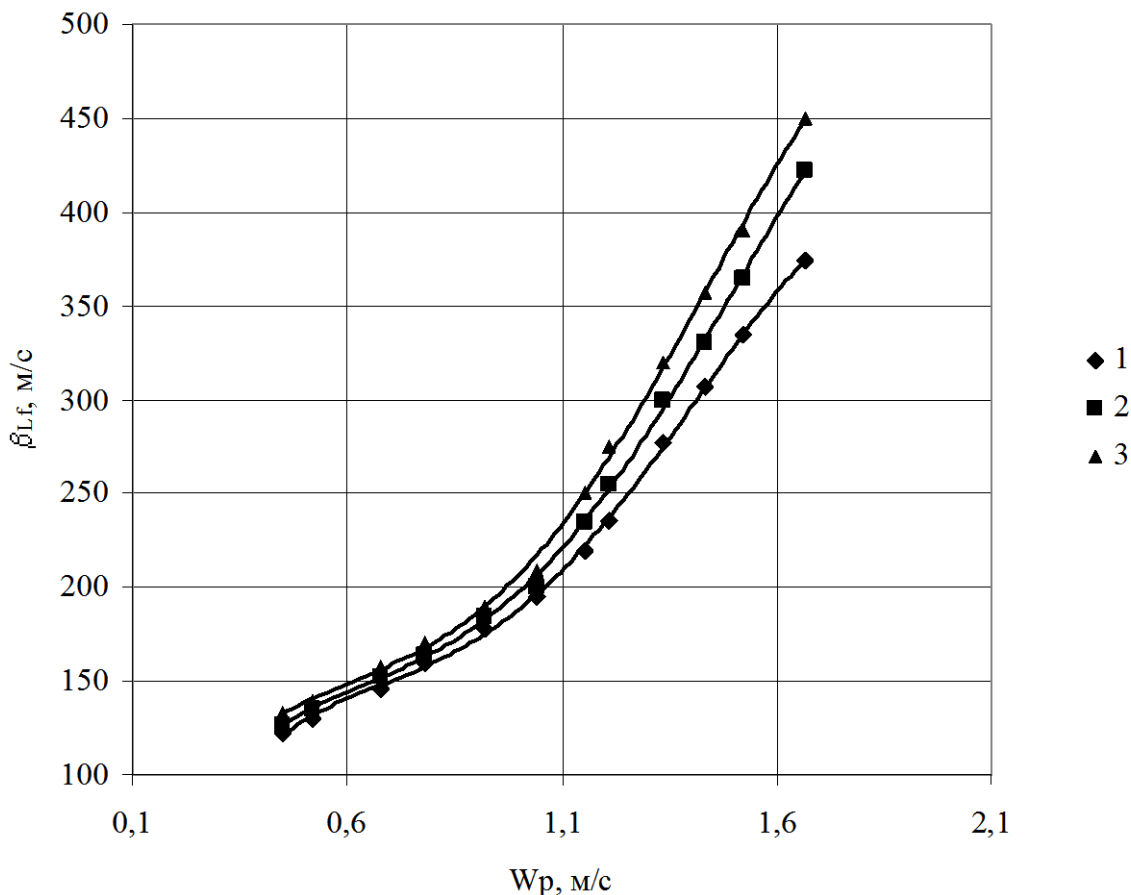


Рис. 4.2. Вплив швидкості газу на коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі:
1 – $t=10$ мм; 2 – $t=4$ мм; 3 – $t=6$ мм

Аналіз цієї залежності показав, що вона складається з двох ділянок, причому кожна з ділянок кривої відповідає визначеному гідродинамічному режиму роботи тарілки.

При швидкостях газу, що відповідають несталому гідравлічному режиму β_{L_f} слабо залежить від швидкості газу, показник ступеня при W_p дорівнює 0,4 незалежно від конструктивних параметрів тарілки.

При швидкостях газу, що відповідають розвитку барботажному режиму роботи тарілки експериментальні дані розширюються на ряд паралельних прямих у залежності від конструктивних параметрів тарілки.

Такий вигляд залежності $\beta_{L_f} = f(W_p)$ можна пояснити тим, що в несталому режимі масообмін буде тим ефективніше, чим вище швидкість руху газових струменів. Зі збільшенням швидкості газу на тарілці утворюється

інтенсивна взаємодія газу і рідини по всьому шарі рідини, створюються сприятливі умови для безперервного утворення і відновлення поверхні контакту фаз.

У зв'язку з викладеним вище, обробка експериментального матеріалу по масообміну в рідкій фазі проводилася окремо для несталого і барботажного режимів.

Обробка отриманого експериментального матеріалу в несталому режимі проводилася за залежністю, запропонованою в роботах [27, 120] (рис. 4.3).

У результаті отримано емпіричне рівняння для визначення коефіцієнта масовіддачі в рідкій фазі в несталому режимі:

$$\beta_{L_f} = 0,175 \cdot W_p^{0,4} \cdot h_{cm}^{0,75} \quad (4.1)$$

В ході обробки експериментальних даних у барботажному режимі було отримано наступне рівняння:

$$\beta_{L_f} = 0,416 \cdot 10^{-3} W_0^{0,95} \cdot h_{cm}^{0,75} \cdot t^{0,46} \quad (4.2)$$

де в якості визначального конструктивного параметру t приймався розмір основи трикутного вирізу на газовому патрубку клапану, що разом зі швидкістю газу в отворі тарілки W_0 характеризує інтенсивність взаємодії газорідинних струменів; h_{cm} – висота статичного шару на тарілці, м.

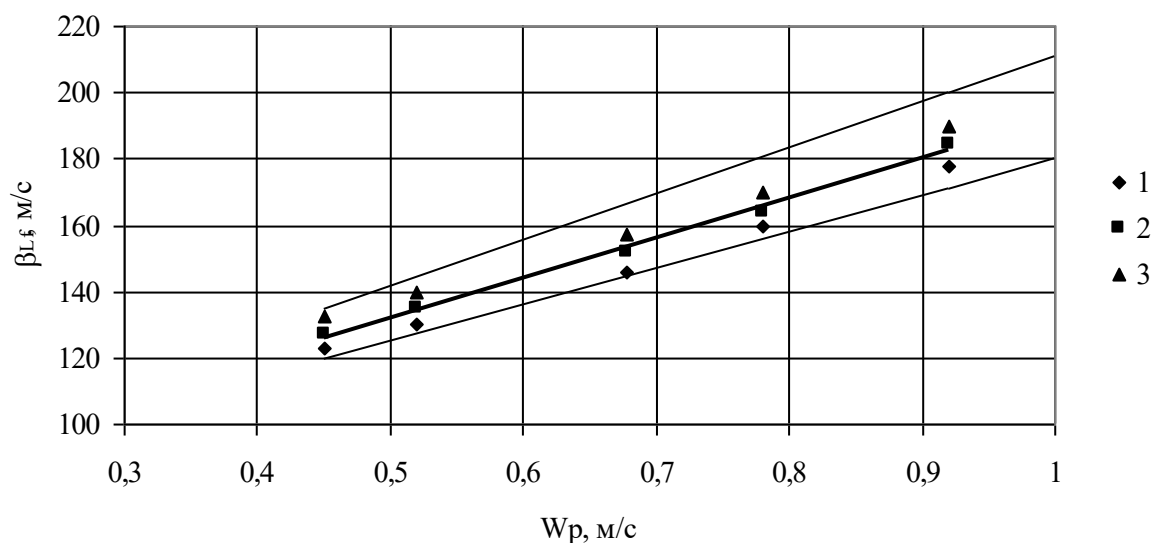


Рис. 4.3. Кореляція даних по масовіддачі в рідкій фазі (несталий режим):

1 – $h_w=20 \cdot 10^{-3}$ м, 2 – $h_w=40 \cdot 10^{-3}$ м, 3 – $h_w=60 \cdot 10^{-3}$ м

На рис. 4.4 приведена залежність β_{Lf} від конструктивного параметра тарілки t . Як видно з рисунку, коефіцієнт масовіддачі при постійних h_{cm} і W_p падає відносно оптимального розміру основи трикутного вирізу, як із збільшенням t , так і з його зменшенням. Це обумовлюється тим, що при збільшенні t швидкість газу у вирізах газового патрубку падає, що зменшує інтенсивність взаємодії газу і рідини. При зменшенні t швидкість газу у вирізах різко зростає, і газові струмені починають виходити на поверхню рідини, не роздірнувшись на пухирці, що зменшує поверхню контакту фаз.

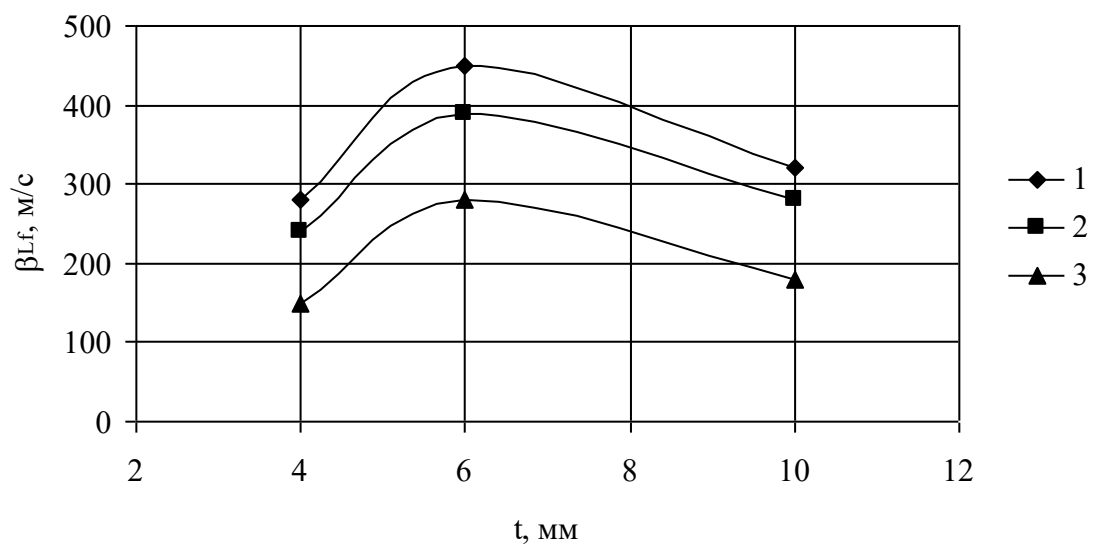


Рис. 4.4. Вплив розміру основи трикутного вирізу в газовому патрубку на коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі: 1 – $W_p = 1,6$ м/с; 2 – $W_p = 1,4$ м/с; 3 – $W_p = 1,2$ м/с

Як видно з рис. 4.5, дослідні дані для барботажного режиму добре укладаються на пряму лінію, що описується рівнянням (4.2).

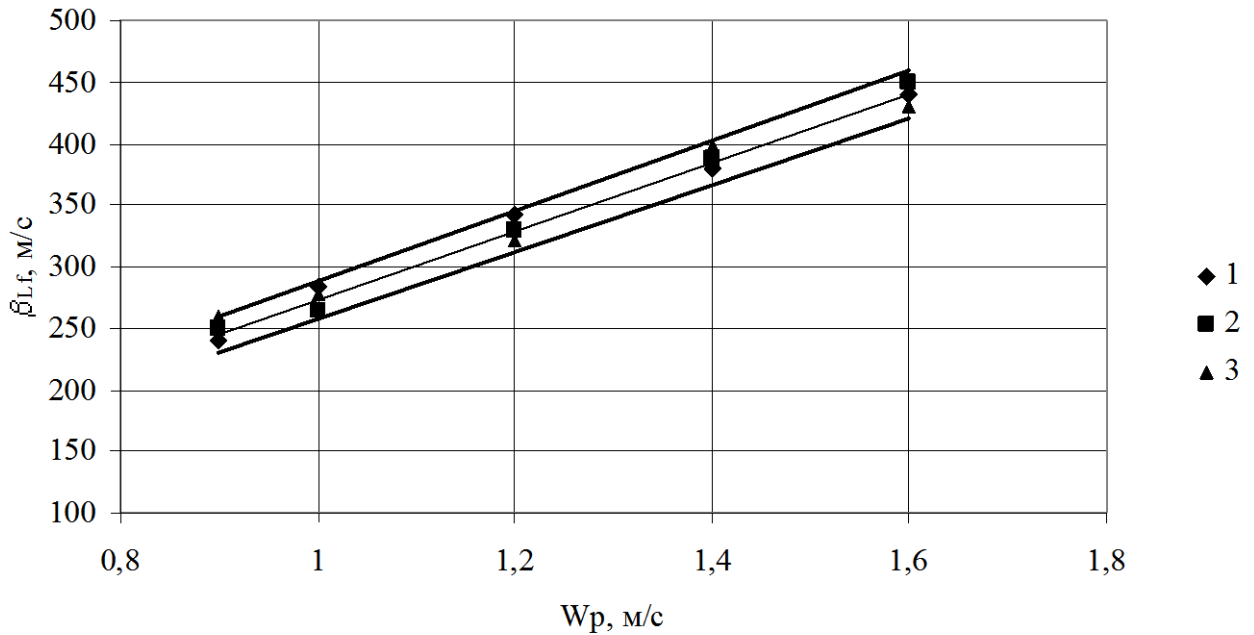


Рис. 4.5. Кореляція даних по масовіддачі в рідкій фазі (барботаажний режим): 1 – $h_w=0,02$ м, 2 – $h_w=0,04$ м, 3 – $h_w=0,06$ м

У випадку застосування рівняння (4.1) для систем, відмінних від дослідженої, до рівняння необхідно ввести поправковий множник, що враховує вплив коефіцієнта дифузії на коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі D_L , тоді рівняння (4.1) прийме наступний вигляд:

$$\beta_{L_f} = 0,416 \cdot 10^{-3} W_0^{0,95} \cdot h_{cm}^{0,75} \cdot t^{0,46} \cdot D_L^{0,5}, \quad (4.3)$$

На рис. 4.6 приведена залежність ефективності тарілки за Мерфрі в рідкій фазі від швидкості газу на тарілках, що розрізняються висотою зливної перегородки. Характер кривих $E_{ML} - W_p$, приведених на рис. 4.6 свідчить, що на ефективність в рідкій фазі більший вплив має висота статичного шару рідини на тарілці ніж швидкість газу у вільному перерізі тарілки і найвища ефективність припадає на барботаажний режим роботи тарілки.

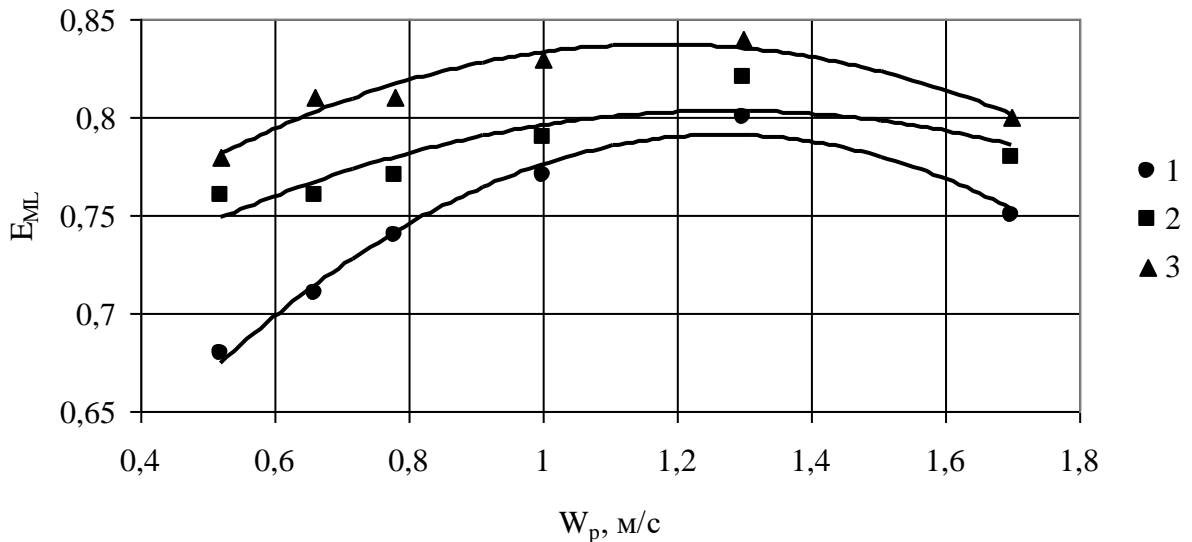


Рис. 4.6. Залежність ефективності тарілки за Мерфрі в рідкій фазі від швидкості газу для клапанної тарілки зі сферичними клапанами: 1 – $h_w=20 \cdot 10^{-3}$ м; 2 – $h_w=40 \cdot 10^{-3}$ м; 3 – $h_w=60 \cdot 10^{-3}$ м

4.2. Масовіддача в газовій фазі

Обробка експериментальних даних проводилася за наступним рівнянням:

$$\beta_{Gf} = A \cdot W_p^m \cdot h_{cm}^n. \quad (4.4)$$

Експериментальні дані були оброблені при постійній швидкості пари W_p . Як видно з рисунку 4.7, зі збільшенням висоти статичного шару рідини на тарілці коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі збільшується, причому тангенс кута нахилу паралельних прямих складає 0,6.

У результаті обробки експериментальних даних отримано рівняння для розрахунку коефіцієнта масовіддачі в газовій фазі:

$$\beta_{Gf} = 17,5 \cdot W_p^{1,35} \cdot h_{cm}^{0,6}. \quad (4.5)$$

Відносна похибка між експериментальними і розрахунковими значеннями коефіцієнта масовіддачі в газовій фазі β_{Gf} , обчисленими за рівнянням (4.5) склала $\pm 5\%$.

Для опису масовіддачі в газовій фазі скористалися критеріальним

рівнянням, запропонованим у роботах [10, 14, 17, 19]:

$$Nu_G = A \cdot Re_G^{\kappa} \cdot Pr_G^l \cdot We^q. \quad (4.6)$$

У рівнянні (2.21) показники ступеня при Re і We визначалися на підставі показників ступеня при W_p і h_{cm} у рівнянні (4.6), а показник ступеня при Pr приймався на підставі літературних даних. Коефіцієнт A визначався експериментально.

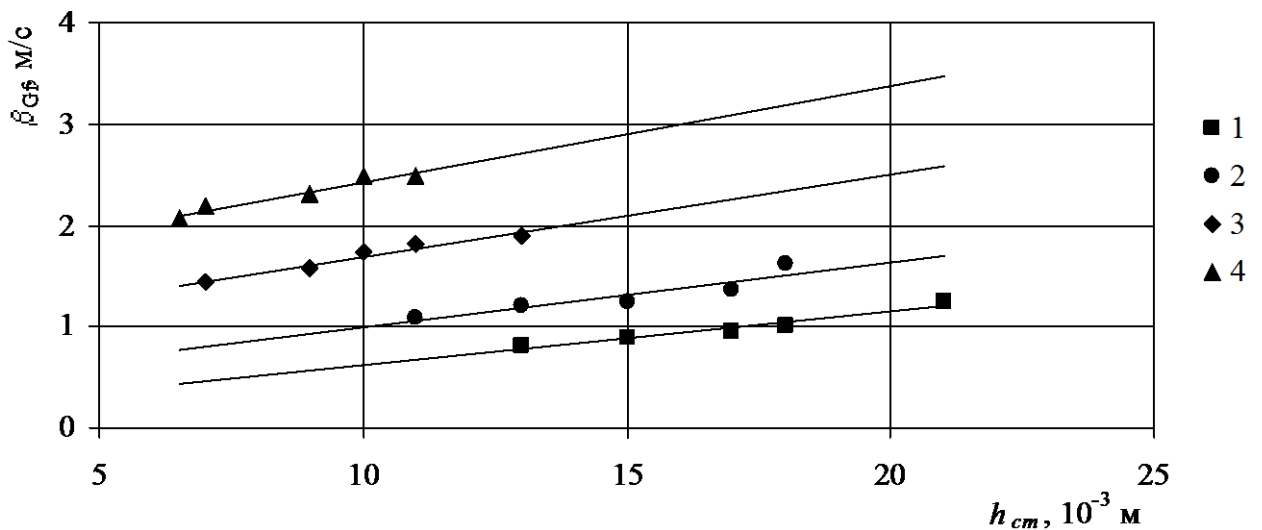


Рис. 4.7. Залежність коефіцієнта масовіддачі в газовій фазі від висоти статичного шару рідини на тарілці: 1 – $W_p=0,2$ м/с; 2 – $W_p=0,5$ м/с; 3 – $W_p=0,8$ м/с; 4 – $W_p=1,2$ м/с

Отримано рівняння для розрахунку коефіцієнта масовіддачі в газовій фазі для клапанних тарілок зі сферичними клапанами:

$$Nu_G = 0,05 \cdot Re_G^{1,35} \cdot Pr_G^{0,5} \cdot We^{-0,12}. \quad (4.7)$$

На рис. 4.9 приведена залежність ефективності тарілки за Мерфрі в газовій фазі від швидкості пари для системи метанол-вода на тарілках, що розрізняються висотою зливної перегородки.

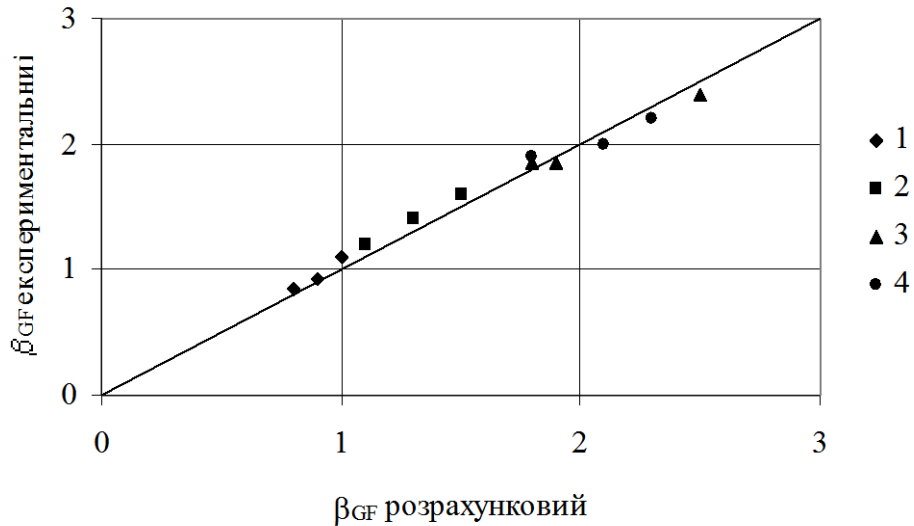


Рис. 4.8. Порівняння дослідних даних за коефіцієнтом масовіддачі в газовій фазі зі значеннями розрахованими за рівнянням (4.5): 1 – $W_p=0,8$ м/с; 2 – $W_p=1,0$ м/с; 3 – $W_p=1,4$ м/с; 4 – $W_p=1,6$ м/с

Характер кривих $E_{MG} - W_p$ залежить від висоти зливної перегородки. При збільшенні висоти зливної перегородки ефективність за Мерфрі зростає, що пов'язано зі збільшенням запасу і часу перебування рідини на тарілці. Але при збільшенні висоти зливної перегородки зростає так само і гідравлічний опір, що позначається на енергетичних показниках роботи колони.

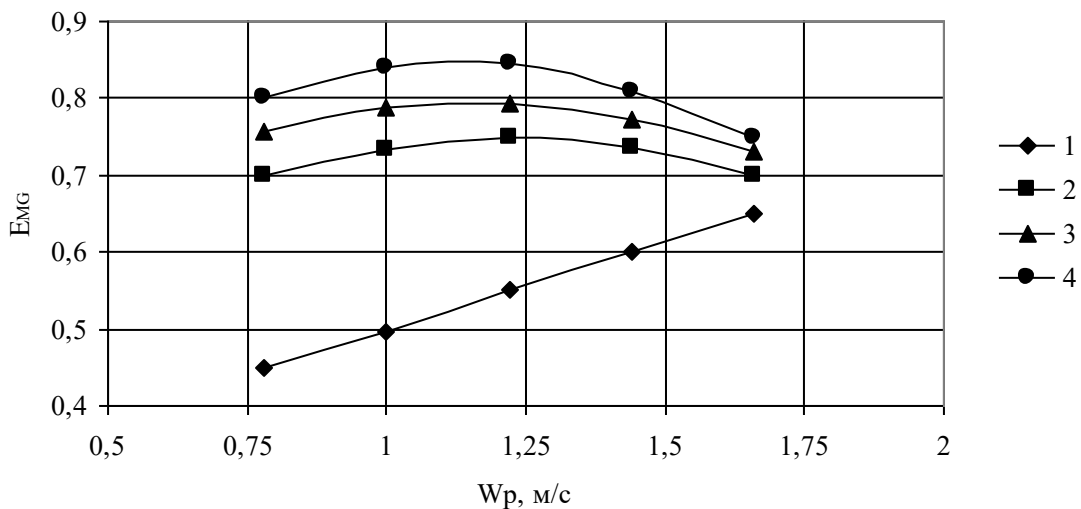


Рис. 4.9. Залежність ефективності тарілки за Мерфрі в газовій фазі від швидкості пари для системи метанол-вода: 1 – без зливної перегородки; 2 –

$h_w=20 \cdot 10^{-3}$ м; 3 – $h_w=40 \cdot 10^{-3}$ м; 4 – $h_w=60 \cdot 10^{-3}$ м

Були проведені також порівняльні дослідження ефективності масопередачі на прямоточній тарілці, тарілці „Глітч” і клапанній тарілці зі сферичними клапанами. Дослідження проводилися при нескінченному флегмовому числі ($R=\infty$).

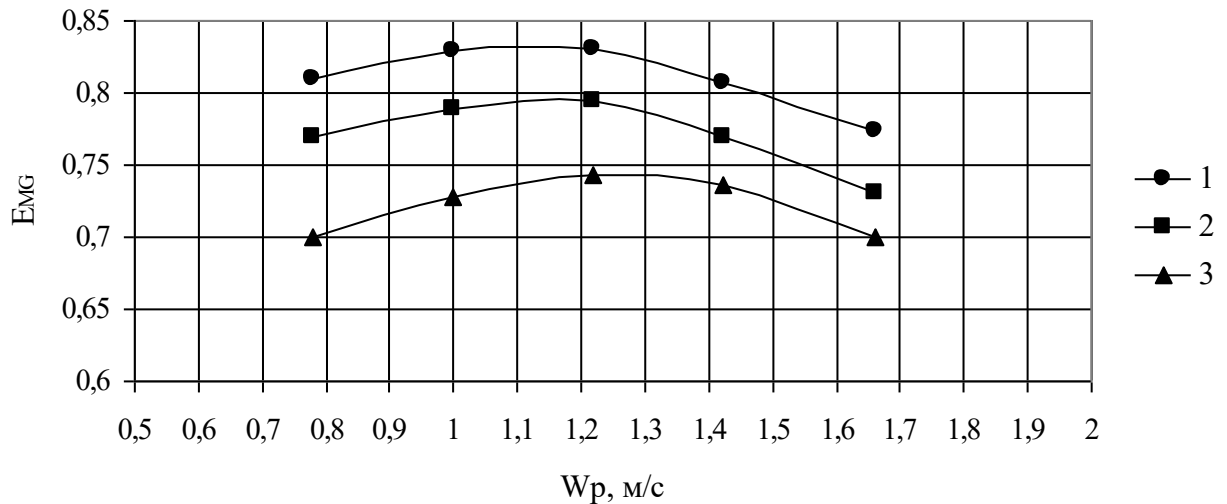


Рис. 4.10. Залежність ефективності тарілок за Мерфрі від швидкості пари: 1 – тарілка зі сферичними клапанами; 2 – тарілка „Глітч”; 3 – прямоточна тарілка

Проведені дослідження свідчать про те, що ефективність клапанної тарілки зі сферичними клапанами на 5% вище ніж у “Глітч” і на на 10% вища ніж у прямоточної.

Важливим енергетичним показником роботи тарілки є гідравлічний опір. Він в значній мірі визначає енергетичні витрати на поділ і можливості використання цих пристроїв для того або іншого процесу поділу.

Наприклад, при проведенні процесів вакуумної або атмосферної ректифікації величина гідравлічного опору контактної пристрою є лімітуючим чинником. При проведенні інших масобмінних процесів немає такої жорсткої умови по величині гідравлічного опору контактної пристрою. Найважливішим є висока ефективність контактної пристрою при низькому опорі. У роботах присвячених вивченню зв'язку між опором шару рідини і масообміном [97, 98]

показано, що витрата енергії на подолання опору шару рідини є корисною втратою енергії, що витрачається на створення поверхні контакту між газом і рідиною і на масообмін між фазами.

Тому, аналізуючи графічну залежність (рис. 4.11) ефективності клапанних тарілок від гідравлічного опору, можна зробити висновок, що гідравлічний опір клапанної тарілки зі сферичними клапанами лежить у тому ж діапазоні, що й опір інших тарілок, а ефективність вища. Це пояснюється кращою гідродинамічною обстановкою на тарілці, яка у свою чергу обумовлена більш ефективним використанням енергії газового струменя, що виходить з-під клапану.

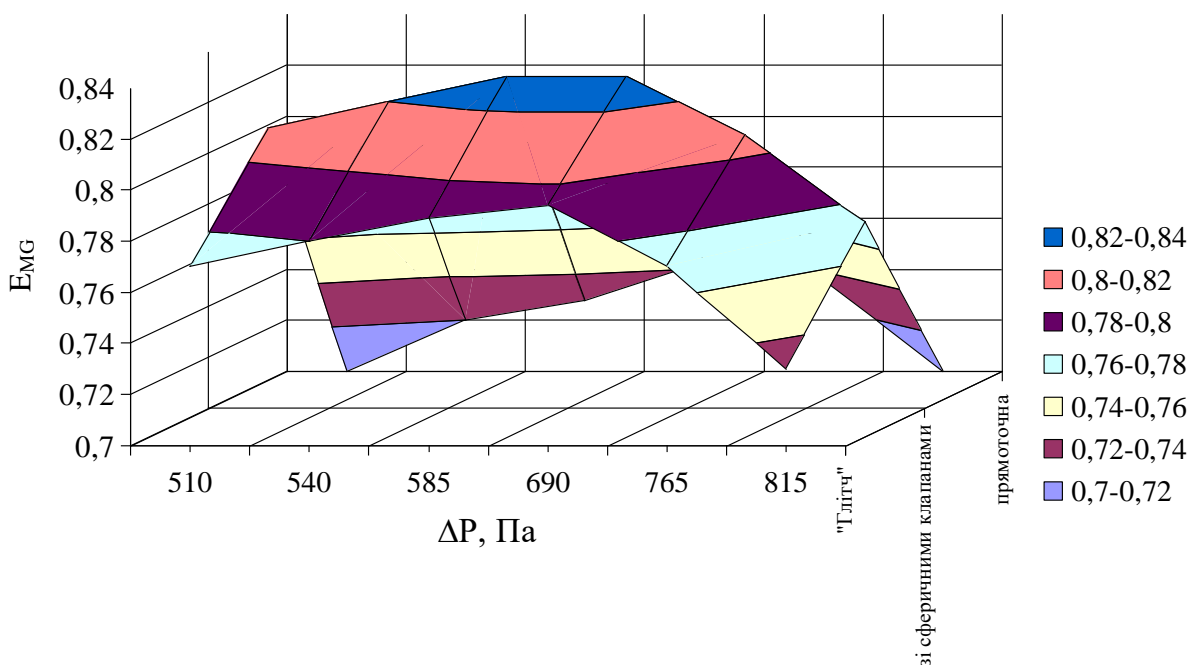


Рис. 4.11. Ефективність клапанних тарілок за Мерфрі в газовій фазі, в залежності від гідравлічного опору тарілки

За рахунок ефективного дроблення газових бульбашок на зубцюватих прорізах патрубків, створення потужних циркуляційних струмів бульбашками і струменями газу відбувається створення більш розвиненої поверхні контакту фаз.

РОЗДІЛ 5

Промислове впровадження

Відомо, що нафта, яка видобувається, містить у своєму складі велику кількість низькокиплячих фракцій і розчинений газ. При зборі, транспортуванні та збереженні нафти відбуваються значні втрати легких нафтових фракцій, таких як метан, етан і, частково, пропан.

При відсутності процесу стабілізації нафти має місце викид легких вуглеводнів, частина яких викидається в атмосферу і впливає на навколишнє середовище і людину, а частина здійснює негативний вплив на транспорт нафти у трубопроводах.

Втрати легких вуглеводнів залежать від фізико-хімічних властивостей нафти, тиску, температури, конструкції устаткування, що застосовується, кліматичних умов і деяких інших факторів. Ці експлуатаційні втрати нафти і газу складають порядку 60—75% від загальних втрат на нафтових родовищах і викликані наступними причинами [9, 13, 37]:

- 1) недосконалістю систем збору і транспорту нафти;
- 2) несправністю гирлового устаткування свердловин і перекачувальних насосів;
- 3) низьким ступенем герметизації сировинних і товарних резервуарів і використанням останніх для здійснення приймально-здавальних операцій;
- 4) недосконалістю сепараційного устаткування і процесу сепарації;
- 5) використанням негерметичних систем підготовки нафти і води.

З метою запобігання втрат легких вуглеводнів у процес підготовки нафти на Качанівському ВКПН (що включає в себе газосепарацію, знесолення і зневоднювання) був включений процес стабілізації нафти з одержуванням широкої фракції легких вуглеводнів (ШФЛВ). Це дозволило вирішити екологічну задачу – уловлювання шкідливих компонентів і раціональне використання вуглеводневої сировини, і економічну задачу – збір широкої фракції легких вуглеводнів.

5.1. Опис установки стабілізації нафти Качанівського ВКПН

На площадку Качанівського промвузла нафта надходить з родовищ, що розташовані в Охтирському районі Сумської області: Качанівське, Західно-Качанівське, Хухрянське, Голиновське, Рибаловське, Бугріватівське; Сахалінське, Козієвське і Західно-Козієвське – у Харківській області.

На даний час процес підготовки нафти на промвузлі включає кінцеву сепарацію, зневоднювання і знесолення.

Процес підготовки проходить за наступною схемою (рис. 5.1): обводнена продукція бурових свердловин перерахованих вище родовищ по внутрішньопромисловим і міжпромисловим нафтопроводах надходить на площадку кінцевої сепараційної установки (КСУ), де відбувається сепарація нафти, газу і, частково, відділення води.

Процес сепарації проходить під тиском 0,02-0,03 МПа.

Газ після кінцевої сепарації по газопроводу надходить на Качанівський ГПЗ.

Обводнена нафта після КСУ надходить у сировинні резервуари, у яких проходить процес первинного скинення основного баласту води. Після резервуарів нафта з залишками води 5-10 % насосами подається на установку підготовки нафти. На установці нафта проходить відстійники, електродегідратори, у яких скидається вода і проходить процес знесолення.

Після вузла підготовки нафти (ВПН) нафта надходить у резервуар товарної нафти, а відтіля насосом зовнішнього транспорту відправляється споживачеві [57].

На установку стабілізації нафти надходить нестабільна нафта після зневоднювання, знесолення на існуючих потужностях Качанівського ВКПН.

Показники якості нестабільної нафти приведені в табл. 5.1.

Таблиця 5.1

Показники якості нестабільної нафти

Показники	Значення
Щільність, кг/м ³ при	
15,6 °С	839
20 °С	834
40 °С	819
Молекулярна вага	202,9
Тиск при 37 °С, мм рт.ст.	~798
В'язкість, Сст: при 20 °С	~5,9
при 40 °С	3,1
Вміст, % ваг.:	
Твердих парафинів	~2,25
Сірки	0,44
Газів (до С ₄)	3,12
Механічних домішок, не більше	0,02
Води, не більше	0,03

Проектна потужність установки стабілізації нафти складає 500 тис. т/рік. Кількість ШФЛВ, що одержують при стабілізації, залежить не тільки від її вмісту в нафті, а й від технологічного режиму, що витримується в ректифікаційній колоні.

Після знесолення нафта підігрівається в теплообмінниках Т 102/1-4 до температури 150-195°С за рахунок тепла регенерації стабільної нафти.

Нагрітий потік надходить у колону стабілізації К101 на 19 тарілку (рахують тарілки з низу колони до верха).

Зверху колони К101 через регулювальний клапан ШФЛВ у паровій фазі відводиться в повітряний конденсатор-холодильник АП 0101, а потім у водний холодильник-доохолоджувач Х101, де конденсується і доохолоджується. Після доохолодження ШФЛВ з температурою 40°С надходить в ємність Е101.

У ємності Е101 (у відстійнику) відділяється незначна кількість води, що направляється в каналізацію.

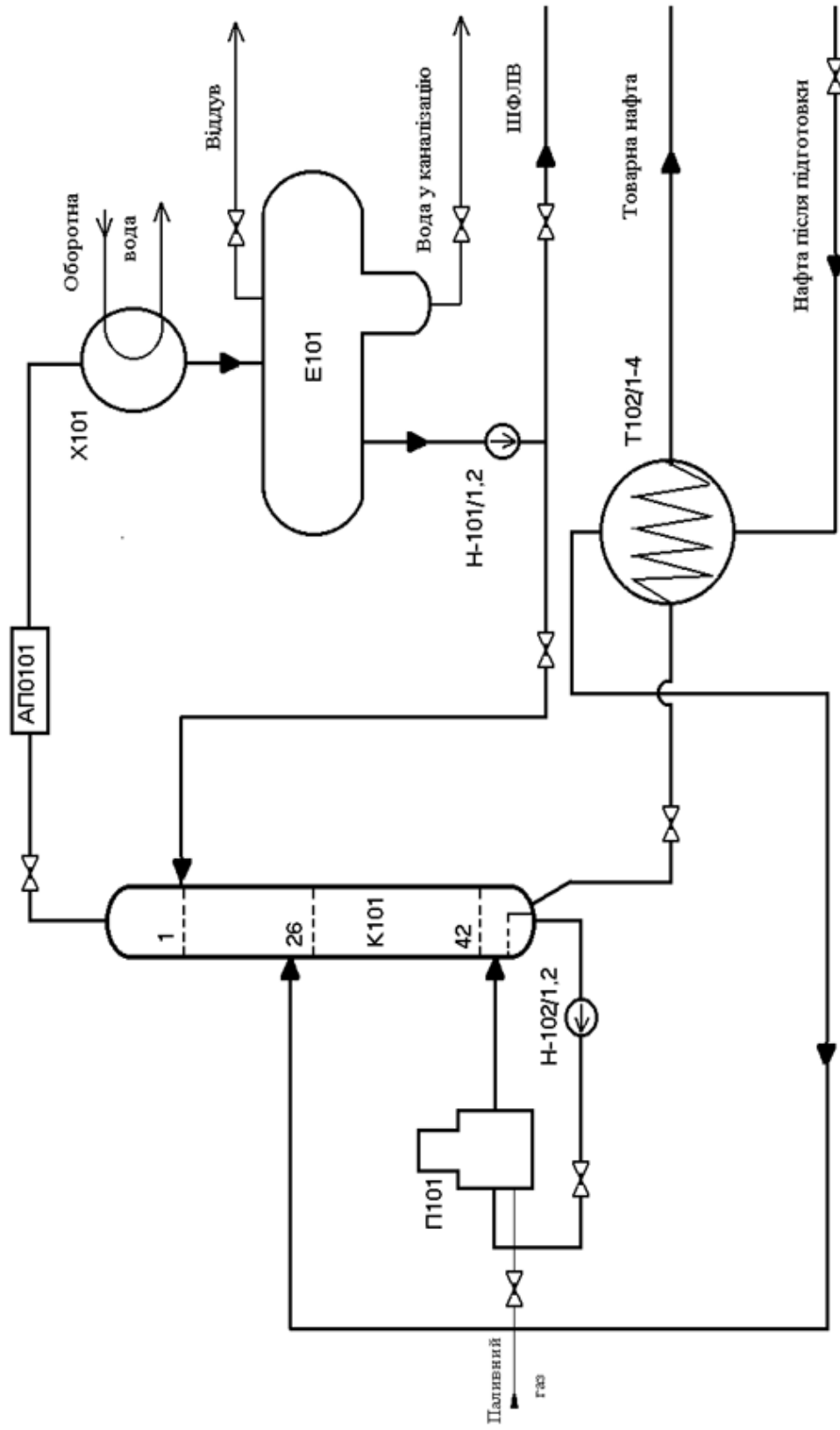


Рис. 5.1. Схема установки стабилизации нефти на Качанівському ВКПН

З ємності E101 головний продукт подається наверх колони K101 насосом H101/1,2 у вигляді флегми, а надлишок виводиться з установки як товарна ШФЛВ.

З верха ємності E101 несконденсовані гази направляються через клапан, що регулює тиск "до себе", у паливну мережу заводу.

Для запобігання різкого падіння тиску при конденсації парів у паровий простір ємності E101 безперервно подається в невеликій кількості паливний газ на продувку, а з ємності E101 безперервно виводиться суміш паливного газу і несконденсованого газу з нафти.

Забезпечення теплового режиму колони K101 здійснюється стабілізованою нафтою, що насосом H102/1,2 з куба колони K101 перекачується через піч П101, де нагрівається до температури 220-260°C з частковим випаруванням у куб колони K101.

Нафта, очищена від бензину з низу колони K101 надходить на охолодження в трубний простір теплообмінника T102/1-4, де охолоджується, після чого направляється з установки стабілізації нафти в товарний парк нафти.

Нагорі колони K101 підтримується тиск 5 кг/см².

Як паливо для печей використовується газ з тиском 6-3,5 кг/см².

Дані технологічних розрахунків колонних апаратів приведені в табл. 5.2.

Таблиця 5.2

Параметри роботи і характеристика колонних апаратів

Назва параметрів	K101 Режим 1 Твх = 195,3	K101 Режим 2 Твх = 156,5
1	2	3
Температура, °С		
На вході	195,3	156,5
Верх колони	97,7	96,8
Низ колони	259,4	213,9
Виведення/уведення гострого зрошення	97,7/40(35)	96,8/40(35)
Виведення /уведення гарячого струменя	220/259,42	213,9/259,3
Тиск, кг/см²		
На верху колони	5	5
Унизу колони	5,2-5,5	5,2-5,5

продовження табл. 5.2

1	2	3
Кратність зрошення	2	2
Кількість, кг/рік		
Сировини в колоні	62500	62500
Дистиляту	4375	4375
Залишку	58125	58125
Гострого зрошення	12500	12500
Кількість тепла, Мкал/годину		
що підводиться		
з сировиною	6,7	5,02
з гарячим струменем	3,53	3,53
що відводиться		
з дистилятом	0,14	0,14
з залишком	3,07	6,39
з гострим зрошенням	2,02	2,02
Кількість реальних тарілок, шт.	42	42
у зміцнювальній частині	23	23
у відновлювальній частині	19	19
Діаметр, м	1,4/1,8	1,4/1,8
Тип тарілок	Ковпачкові	Ковпачкові

5.2. Аналіз матеріальних потоків апарата

Матеріальний баланс технологічного процесу далі по тексту приведений для режиму максимального виходу ШФЛВ.

Задане число годин роботи установки в режимі випуску товарної продукції – 8000 т/рік.

Таблиця 5.3

Матеріальний баланс колони

Назва	Кількість			
	% ваг.	т/годину	т/добу	тис.т/рік
Відібрано:				
Нестабільна нафта	100	62,5	1500	500
Отримано:				
ШФЛВ	7	4,375	105	35
Стабільна нафта	93	58,125	1395	465
Втрати:	0,1	0,06	1,5	0,5
Усього:	100	62,5	1500	500

Примітка. Вода і солі, що надходять із сировою нафтою і виводяться в процесі стабілізації нафти (0,01-0,019 т/година, 0,07-0,15 тис.т/рік) у балансі не показані.

Показники якості стабільної нафти приведені в табл. 5.4.

Таблиця 5.4

Якість стабільної нафти

Показники	Значення
Щільність, кг/м ³ : при 15,6 °С	873
20 °С	868
40 °С	854
Молекулярна вага	259,9
В'язкість, Сст: при 20 °С	5,9
при 40 °С	3,1
Вміст, % ваг.:	
Твердих парафінів	2,25
Сірки	0,44
Газів (доС ₄)	-
Солей, мг/л	до 300
Механічних домішок, не більше	0,002

У режимі 1 (змонтована перегородка в кубовій частині колони). Температура стабільної нафти, що відводиться з колони, висока (~259 °С).

У режимі 2 (при знятій перегородці в нижній частині колони) температура низу колони нижче (213,9 °С), тому підігрів сировини в рекуперативному теплообміннику Т102/1-4 буде здійснюватися до більш низької температури.

Характеристика якості широкої фракції легких вуглеводнів (ШФЛВ) наведена в табл. 5.5.

Таблиця 5.5

Якість широкої фракції легких вуглеводнів

Показники	Значення
Щільність, кг/м ³ :	
при 15,6 °С	620
35 °С	597
Молекулярна вага	68,3
Тиск н.п. при 38 °С, кг/см ²	3,354
Вміст води	0

Таблиця 5.6

Існуючий відбір нафтопродуктів від потенціалу

Назва фракцій	Потенційний вміст фракцій у нафті, % ваг.	Вихід фракцій на нафту, % ваг.	Відбір від потенціалу, % ваг.	Чистота фракцій % ваг			М
				Цільова	НК	ВК	
ШФЛВ (фр. С2-99)	10,15	$\frac{7}{7}$	$\frac{68,5}{67,0}$	$\frac{67,11}{68,5}$	$\frac{0,0}{0,0}$	$\frac{2,89}{1,44}$	$\frac{68,3}{68,2}$
Стабільна нафта	89,85	$\frac{93}{93}$	$\frac{98,5}{97,1}$	$\frac{98,41}{99,67}$	$\frac{1,59}{0,33}$	$\frac{2,89}{1,44}$	$\frac{260}{260}$

Одержання балансових кількостей цільових фракцій забезпечується тільки при переробці нафти проектного фракційного складу.

У чисельнику зазначені значення для першого режиму, а в знаменнику – для другого режиму роботи колони.

5.3. Модернізація ректифікаційної колони

Останнім часом кількість нафти, що надходить на вузол підготовки і стабілізації нафти Качанівського родовища, варіюється й у цілому носить характер зниження. Усе це обумовлено скороченням нафти, що видобувається. Існуюче масообмінне обладнання не в змозі динамічно відповідати на зміни матеріальних потоків, тому що ректифікаційні колони обладнані ковпачковими

тарілками, які мають низький діапазон зміни навантажень. У свою чергу це призвело до того, що на підприємстві для підвищення добування ШФЛВ збільшили флегмове число, що відразу відбилося на експлуатаційних витратах, пов'язаних із процесом стабілізації нафти.

Разом з підприємством СП «Технополіс», було запропоновано провести модернізацію колонного устаткування установки стабілізації нафти, з метою заміни існуючих ковпачкових тарілок на клапанні тарілки зі сферичними клапанами.

Застосування запропонованих нами контактних пристроїв дозволить підвищити відбір ШФЛВ з нестабільної нафти і скоротити витрати, пов'язані зі створенням зрошення в колоні.

Для проведення модернізації на підприємстві ВАТ СМНВО ім М.В. Фрунзе було виготовлено 23 клапанні тарілки діаметром 1,8 м для зміцнювальної частини колони та 19 тарілок діаметром 1,4 м для відпарювальної частини. На всіх тарілках були встановлені клапани діаметром 50 мм, а відстань між клапанами складала 80 мм.

Після проведення модернізації згідно даних, отриманих нами на підприємстві, відбір нафтопродуктів від потенціалу змінився наступним чином: табл. 5.7.

Таблиця 5.7

Відбір нафтопродуктів від потенціалу, після проведення модернізації

Назва фракцій	Потенційний вміст фракцій у нафті, % ваг.	Вихід фракцій на нафту, % ваг.	Відбір від потенціалу, % ваг.	Чистота фракцій % ваг.			М
				Цільова	НК	ВК	
ШФЛВ (фр. С2-99)	10,15	$\frac{10}{10}$	$\frac{98,5}{97,1}$	$\frac{87,11}{88,5}$	$\frac{0,0}{0,0}$	$\frac{2,90}{1,54}$	$\frac{68,3}{68,2}$
Стабільна нафта	89,85	$\frac{90}{90}$	$\frac{98,5}{97,1}$	$\frac{98,41}{99,67}$	$\frac{1,39}{0,4}$	$\frac{2,90}{1,44}$	$\frac{260}{260}$

Примітка: У чисельнику зазначені значення для першого режиму, а в знаменнику – для другого режиму роботи колони.

Таблиця 5.8

Матеріальний баланс колони після модернізації

Назва	Кількість			
	% ваг.	т/година	т/добу	тис. т/рік
Відібрано:				
Нестабільна нафта	100	62,5	1500	500
Отримано:				
ШФЛВ	10	6,250	150	50
Стабільна нафта	90	56,250	1350	450
Втрати:	0,1	0,06	1,5	0,5
Усього:	100	62,5	1500	500

Отримані результати (табл. 5.3. – 5.8.) свідчать про те, що після проведеної нами модернізації ректифікаційної колони К101 установки стабілізації нафти вихід товарної фракції ШФЛВ збільшився з 7% до 10%, що склало 1875 кг/год або 15000 т/рік.

5.4. Інженерна методика розрахунку клапанної тарілки зі сферичними клапанами

На підставі аналізу проведених досліджень, дослідно-промислових випробувань, досвіду проектування й експлуатації контактних пристроїв для проведення процесів масообміну відпрацьовані методика та підхід для проведення розрахунків основних режимних і конструктивних параметрів колонного устаткування.

5.4.1. Гідравлічний розрахунок тарілки

Об'ємне навантаження за рідиною і газом, м³/с:

$$L' = \frac{L}{3600},$$

$$V' = \frac{V}{3600}.$$

Припустима швидкість газу в апараті, м/с:

$$W_{\partial} = 0,1 \cdot A_1,$$

де A_1 визначимо за формулою: $A_1 = \sqrt{\frac{\rho_p - \rho_{\Gamma}}{\rho_{\Gamma}}}.$

Розрахунковий діаметр тарілки, м:

$$D = \sqrt{\frac{1,274 \cdot V'}{W_{\partial}}}.$$

Прийняти найближчий стандартний більший діаметр зі стандартного ряду діаметрів. Якщо $D > 4,0$, припинити розрахунок.

Вільний перетин колони: м²:

$$F = 0,785D^2.$$

Швидкість газу в колоні:

$$W = \frac{V'}{F}.$$

Прийняти мінімально можливу при даному діаметрі відстань між тарілками H [108, стр.19].

Вибрати периметр зливу l і відносний перетин переливу φ_l [108, табл.4].

Відносний вільний переріз тарілки:

$$\varphi_c = 1 - 0,02\varphi_l.$$

Навантаження за рідиною на одиницю активної площі тарілки, м/с:

$$L_v = \frac{L'}{F \cdot \varphi_c}.$$

Визначаємо максимальну швидкість газу в отворах клапанів, м/с:

$$W_{0\max} = \frac{h_{\max} \Gamma \cdot n}{f_0 \sqrt{\frac{f_k \rho_{\Gamma}}{2gm_k + P_3}}},$$

де $P_3 = \rho_p g h f_k$ – урахування перепаду стовпа рідини в зазорі між

клапаном і тарілкою.

Максимальна швидкість газу у вільному перетині колони, м/с:

$$W_p = \frac{W_{0\max} f_0 n}{F_g}.$$

Питоме навантаження на одиницю довжини периметра зливу, м/с:

$$L'' = \frac{L'}{l}.$$

Мінімальна швидкість газу в отворах клапанів, м/с:

$$W_{0\min} = \frac{8,33}{m_k} \left(1 - \frac{W_{0p}}{0,62 \sqrt{2g(h_w + h_{0w})}} \right) \sqrt{\frac{2[\rho_p g(h_w + h_{0w}) - 2\sigma/h]}{(2\xi + 1)\rho_\Gamma}},$$

де h_w – висота зливної перегородки, м; h_{0w} – підпір рідини над зливною перегородкою.

Підпір рідини над зливною перегородкою, м:

$$h_{0w} = 10^3 \sqrt[3]{K \left(\frac{V}{6645 \cdot l} \right)^2}.$$

Гідравлічний опір тарілки, Па:

$$\Delta P_p = \left[K \cdot h'_w + \sqrt[3]{K \left(\frac{L}{6645 \cdot l} \right)^2} \right] \rho_p \cdot g,$$

$$\text{де } K = \frac{\rho_{\Gamma-p}}{\rho_p}.$$

Міжтарілчасте винесення рідини.

Швидкість рідини в переливі, м/с:

$$U = \frac{L' \cdot 100}{F \cdot \varphi_l}.$$

Припустима швидкість рідини в переливі, м/с:

$$U_\partial = 0,008 \cdot K_5 \sqrt{H(\rho_p - \rho_\Gamma)},$$

де K_5 – коефіцієнт спінювання середовища, обираємо за таблицею [108, табл.3].

Гідравлічний розрахунок клапанної тарілки закінчено.

5.4.2 Визначення локальної ефективності тарілки

Коефіцієнт масовіддачі в рідкій фазі:

$$\beta_{Lf} = 0,416 \cdot 10^{-3} W_0^{0,95} \cdot h_{cm}^{0,75} \cdot t^{0,46} \cdot D_L^{0,5}.$$

Коефіцієнт масовіддачі в газовій фазі:

$$\beta_{Gf} = 17,5 \cdot W_p^{1,35} \cdot h_{cm}^{0,6}.$$

Коефіцієнт масопередачі в газовій фазі:

$$\frac{1}{K_{Gf}} = \frac{1}{\beta_{Gf}} + \frac{m}{\beta_{Lf}}.$$

Число одиниць переносу в газовій фазі:

$$N_{OG} = \frac{K_{Gf}}{W_p}.$$

Локальна ефективність на тарілці:

$$E_{OG} = 1 - \exp(-N_{OG}).$$

ВИСНОВКИ

Дисертаційна робота присвячена вирішенню науково-практичної задачі підвищення масообмінних характеристик тарілчастих контактних пристроїв колонних масообмінних апаратів, що дає можливість підвищити ефективність роботи масообмінного обладнання цілого ряду галузей промисловості.

У результаті проведеного дослідження отримані наступні наукові результати і практичні рекомендації:

1. Розроблено математичну модель роботи клапану масообмінної тарілки, що дозволяє визначити діапазон саморегулювання клапанних тарілок із визначенням граничних швидкостей газу в отворах тарілок;

2. Визначено конструктивні параметри і режими роботи клапанної тарілки зі сферичними клапанами;

3. Отримано залежності для визначення гідродинамічного опору та ефективності масообміну клапанних зі сферичними клапанами;

4. Виконані дослідження та отримані результати дозволяють проводити розрахунок та проектування клапанних тарілок зі сферичними клапанами та установок з їх використанням;

5. Проведено модернізацію колони виділенні ШФЛВ в процесі стабілізації нафти на Качанівському ВКПН.

СПИСОК ВИКОРИСТАНОЇ ЛІТЕРАТУРИ

1. Азбель Д.С. Исследование процесса уноса в колоннах с ситчатыми тарелками: Автореф. дис. канд. техн. наук. – М., 1961.-24с.
2. Айнштейн В.Г. Структура потоков в химико-технологических процессах// Химическая технология.-2002.-№3.-С. 36-45.
3. Аксельрод Л.С., Юсова Г.М. Дисперсность жидкости в межтарельчатом пространстве барботажных колонн// Журнал прикладной химии. – 1957. – т.30.-№ 5.- С. 697-709.
4. Александров И.А. Массопередача при ректификации и абсорбции многокомпонентных смесей. М.: Химия, 1975.- 319 с.
5. Александров И.А. Расчёт и конструирование ситчатых тарелок// Спиртовая промышленность.- 1963.- № 2.- С. 17-23.
6. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. М.: Химия, 1978.- 277 с.
7. Александров И.А., Гройсман С.А. Тепло- и массообмен при ректификации в барботажном слое// Теоретические основы химической технологии.-1975.-Том 9.-№1.-С. 11-19.
8. Александров И.А., Скобло А.И. Выбор величины межтарельчатого уноса жидкости в ректификационных колоннах// Изв. высш. учебн. завед. Нефть и газ.-1961.- № 3.- С.53-59.
9. Ануфриев В.И., Шильников К.С., Кутузов В.М. Модернизация колонн установки стабилизации Л-24/6// Нефтепереработка и нефтехимия.-2003.- №9.-С.23-25.
10. Арафа М.А., Исследование гидравлики и массообмена на клапанных тарелках: Автореф. дис...канд. техн. наук. М.,- 1970.-27с.
11. Аэров М.Э., Быстрова Н.И., Бережная В.А. Изучение гидравлики и массопередачи на клапанных тарелках без переливных устройств// Химия и технология топлив и масел.- 1969.- №1.- С. 37-41.
12. Багатуров С.А. Основы теории и расчёта перегонки и ректификации.- М.: Химия.- 1974.- 439 с.

13. Бердников В.И., Баранов Д.А. Установка для улавливания паров углеводородов из паровоздушных смесей// Химическое и нефтегазовое машиностроение.-2004.-№11.-С. 8-14.
14. Бондарь П.Ф. Гидродинамика потоков и кинетика массообмена на контактных устройствах, секционированных У-образными перегородками: Автореф. дис...канд. техн. наук.- М., 1986.-23с.
15. Борисова Т.В., Шайхатдинова М.К., Воронин С.М. Расчет ректификационной колонны с различными контактными устройствами: Учебное пособие по курсу “Процессы и аппараты химической технологии”.–Красноярск: СибГТУ, 2001.- 88с.
16. Васькин Р.А. Модернизация колонны стабилизации нефти на Качановском месторождении// Вісник Сумськ. держ. унів. Сер. Техн.науки.- 2004.-№2(61).-С. 90-92.
17. Ващук В.И. Исследование гидравлики и массоотдачи на барботажных тарелках, с направленным вводом газа в жидкость: Автореф. дис...канд. техн. наук.-М., 1969.-20с.
18. Виноградов С.Н., Таранцев К.Н., Виноградов О.С. Конструирование и расчет элементов колонных аппаратов: Учебное пособие.–Пенза, 2004. 320с.
19. Высокоэффективные контактные устройства для реализации массообменных процессов/ К.Г. Зиганшин, А.А. Осинцев, Г.К. Зиганшин, М.Н. Мишулин// Химическое и нефтегазовое машиностроение.-2003.-№12.- С.26-27.
20. Гельперин Н.И., Коган В.Б. Механический унос жидкости вторичным паром в выпарных аппаратах// Химическая промышленность.-1958.-№2.-С. 96-101.
21. Гидравлическое сопротивление клапанных тарелок/ Позин. Л.С., Довженко В.Д., Аксельрод Л.С. и др.// Химическое и нефтяное машиностроение.-1961.-№ 4.-С. 279-230.
22. Гидравлическое сопротивление прямоточных жалюзийно–клапанных и клапанных тарелок/ Сулима А.Н., Высторопская А.А., Пучков Ю.А. и др.//

Химическое машиностроение.-1972.-№ 6.-С. 7-8.

23. Гинзбург М.С. Исследование гидродинамических и массообменных характеристик клапанной прямоточной тарелки: Автореф. дис... канд. техн. наук. М., 1974.-19с.
24. Голованчиков А.Б., Шибитов Н.С., Шибитова Н.В. К вопросу повышения производительности тарельчатых колонн для массообменных процессов. / Процессы и оборудование экологических производств. Сборн. труд. V традиционной научно-техн. конф. стран СНГ. Волгоград, 2000г. -С. 91-92.
25. Декл. пат. 52173А Україна, МПК №B01D3/30. Клапанна тарілка для масообмінних апаратів / Заявл. 07.03.02. Опубл. 16.12.02, Бюл. № 12.
26. Декл. пат. 67487А Україна, МПК №B01D3/30. Клапанна тарілка для масообмінних апаратів / Заявл. 06.10.03. Опубл. 15.06.04, Бюл. № 6.
27. Дильман В.В. Влияние поперечной неравномерности движения газа на эффективность процесса массопередачи при перекрестном токе// Химическая промышленность. - 1965.- № 10.-С. 760-762.
28. Дильман В.В. Конвективная диффузия при барботаже: Автореф. дис... д-ра. техн. наук. М., 1974.-27с.
29. Дытнерский Ю.И. Исследование гидравлики, массо- и теплообмена в тарельчатых аппаратах: Автореф. дис...д-ра.техн. наук.- М., 1963.-22с.
30. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии:Учеб.для хим.-технол.спец.вузов: В 2-х ч./Ч.1. Теоретические основы процессов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты.- М.:Химия,1995.-400 с.
31. Дытнерский Ю.И., Касаткин А.Г., Кочергин Н.В. Исследование массообмена на клапанных балластных тарелках// Журнал прикладной химии.- 1962.- Том 35.- № 10.-С. 2248-2251.
32. Дытнерский Ю.И., Фахми М., Радиковская Э.П, Определение запаса жидкости на пластинчатых тарелках// Химическая промышленность.-1971.- № 4.-С. 304-306.
33. Зависимость между массообменом и сопротивлением жидкости на

- колпачковых и ситчатых тарелках/ Плановский А.Н., Матрозов В.И., Чехов О.С., Соломаха Г.П.// Химия и технология топлив и масел.-1953.-№3.-С.30-33.
34. Захаров В.Ю. Разработка и исследование контактных устройств для неадиабатических колонн: Дис...канд. техн. наук.-М., 1991.-16с.
35. Заявка на корисну модель, Україна U200501473, МПК В01D3/30 від 17.02.05
36. Зельдович Л.В., Мышкис А.Д. Элементы прикладной математики.- М.: Наука, 1972.- 592 с.
37. Зырянов С.М. Проблемы подготовки газа на объектах ПХГ, использование оборудования и его модернизация// Наука и техника в газовой промышленности.-2001.- №4.-С.38-42.
38. Изучение массопереноса в газовой фазе на клапанной тарелке/ Пляцук Л.Д., Шевченко А.С., Васькин Р.А., Шкарупа В.Ю.// Хім. пром. Укр.-2003.- №2.-С. 32-34.
39. Информационный бюллетень компании Глитч. Контактные устройства массообменных аппаратов/ М.: Глитч, 1995, 22 с.
40. Исследование и оптимизация конструкций контактных устройств массообменных аппаратов// Всесоюзный исследовательский и проектный институт нефтеперерабатывающей отрасли.-1987.- 45с.
41. Испытание ректификационных тарелок различных типов на опытном стенде/ Аэров М.Э., Сум-Шик Л.Е., Мамрыкин В.Т.// Труды НИИ Синтетических спиртов и органических продуктов. Госхимиздат.- 1958.- Том 1, С. 276-287.
42. Касаткин А.Г., Дытнерский Ю.И., Умаров С.У. К расчету колонн с провальными тарелками// Химическая промышленность.-1968.-№3.-С.166-173.
43. Касаткин А.Г., Плановский А.Н., Чехов О.С. Расчет тарельчатых ректификационных и абсорбционных аппаратов.-М.: Стандартгиз, 1961, 81с.
44. Кафаров В.В. Основы массопердачи.-М.: Высшая школа, 1979.- 439с.

45. Клапанная тарелка для процессов рекуперации растворителей/ Васькин Р.А., Пляцук Л.Д.// Труды Міжнар. науково-практ. конф. "Екологія. Людина. Суспільство".-Київ: НТУ КПІ.-2003.-С. 110-111.
46. Колтунова Л.Н., Аэров М.Э. Массоотдача на начальном участке газовой струи, вытекающей в жидкость// Теоретические основы химической технологии.-1982-том XVI.-№2.-С.161-166.
47. Костюкова Т.А. Исследование гидродинамики и массопередачи на клапанных прямоточных тарелках с секционированием потока жидкости: Автореф. дис...канд. техн. наук.- М., 1980.-21с.
48. Кочетков С.П., Парфенов Е.П. Расчет и интенсификация тепломассопередачи в промышленных аппаратах тарельчатого типа для концентрированной фосфорной кислоты// Химическая технология.-2003.-№2.-С.35-39.
49. К расчёту гидравлики и массообмена на клапанных тарелках/ Дытнерский Ю.И., Касаткин А.Г., Кочергин Н.В., Гервиц В.М.// Химическое и нефтяное машиностроение.-1964.- № 2.-С. 15-20.
50. Крушневич Т.Н., Малыгин Н.Д., Колтунова Л.Н. и др. Исследование работы тарелок в условиях разделения углеводородных газов// Химия и технология топлив и масел.- 1972.- №4.-С. 37-41.
51. Кузнецов В.Г. Гидродинамические и массообменные характеристики контактных устройств с низким гидравлическим сопротивлением: Дис...канд. техн. наук.-М., 1988.-19с.
52. Кулов Н.Н., Слинько М.Г. Современное состояние науки и образования в области теоретических основ химической технологии// Теоретические основы химической технологии.-2004.-Том 38.-№2.-С. 115-122.
53. Кутателадзе С.С., Стырикович М.А. Гидродинамика газожидкостных систем.-М.: Энергия, 1976.- 296 с.
54. Лебедев Ю.Н., Александров И.А., Зыков Д.Д. Комбинированные гидродинамические модели тарелок ректификационных колонн в условиях перекрестного тока// Теоретические основы химической технологии.-1968.-

- Том. 11.- № 2.-С. 183-191.
55. Лебедев Ю.Н., Чекменев В.Г. Массообменные колонные аппараты. Современные принципы конструирования// Химия и технология топлив и масел.-2002.-№1.-С.25-28.
 56. Лепе Л.И., Варфоломеев Б.Г., Пибалк В.Л. Массоперенос при образовании капель в сплошной жидкой среде// Теоретические основы химической технологии.-1998.- том 32.-№6.-С.656-658.
 57. Лисицын Н.В., Дрогов С.В., Кузичкин Н.В. Расчет материального баланса нефтеперерабатывающего предприятия// Химическая промышленность.- 2003.-Том 80.-№2.-С. 35-40.
 58. Малезик И.Ф. Вывод обобщенного критериального уравнения для процесса ректификации смеси в колонне с клапанными тарелками// Спиртовая промышленность.-1961.- №3.-С. 14-18.
 59. Малезик И.Ф. Клапанные тарелки ректификационных и абсорбционных аппаратов.–М.: ЦНИИТЭИпищепром, 1971.–33с.
 60. Малезик И.Ф., Стабников В.Н. Исследование гидродинамики клапанных тарелок// Известия вузов СССР. Пищевая технология.-1962.-№2.-С. 114-119.
 61. Маматов И.М., Зыков Д.Д. Контактные устройства тарельчатых колонн// Кокс и химия.-1974.- № 11.-С. 33-36.
 62. Математическая модель сопряженного теплообмена пузырька пара с жидкостью при ректификации/ Коротков А.Л., Размолодин Л.П., Протодьяконов И.О., Кузьмичев Ю.Б.// Теоретические основы химической технологии.-1991.-том 25.-№2.-С.190-197.
 63. Мацак А.Ф. Моделирование и оптимизация структуры потоков жидкости в колонных тарельчатых аппаратах: Дис...канд. техн. наук.-М., 1988.-16с.
 64. Мельников В.С. Исследование гидродинамической структуры потоков и эффективности массопередачи на барботажной тарелке: Дис...канд. техн. наук.-М., 1980.-22с.
 65. Моделирование процессов переноса тепла и массы в барботажном слое/ Ахбердиев А.С., Левш В.И.// Тепломассообмен ММФ-2000: Сборник трудов

Минского международного форума.-2000.-Том 11.-С. 50-57.

66. Модель роботи одиночного клапана масообмінної тарілки ректифікаційної колони стабілізації нафти/ Пляцук Л.Д., Шевченко О.С., Васькін Р.А., та інш.// Хім. пром. Укр.-2003.-№1.-С. 31-33.
67. Модернизация колонны стабилизации нефти на Качановском ГПЗ/ Васькин Р.А.// Труды Межд. научно-практ. конф. Межрегиональные проблемы экологической безопасности.-Сумы: Довкілля.-2003.- С.47.
68. Молоканов Ю.К. Влияние степени перемешивания пара по высоте барботажного слоя на величину локальной эффективности// Теоретические основы химической технологии.- 1968.- т.2.- № 5.-С. 691-695.
69. Молоканов Ю.К. Исследование влияния конструкции барботажной тарелки и режима ее работы на производительность ректификационной колонны: Автореф. дис...канд. техн. наук.- М., 1959.-19 с.
70. Молоканов Ю.К. К вопросу об определении оптимальной величины межтарельчатого уноса жидкости потоком газа (пара) в тарельчатых колоннах// Химическое машиностроение.- 1961.- № 5.-С 23-25.
71. Молоканов Ю.К. К вопросу о влиянии структуры потоков на барботажной тарелке на эффективность массопередачи// Теоретические основы химической технологии.- 1970.- т.4.- № 5.-С. 760-762.
72. Молоканов Ю.К. К расчёту минимальной скорости газа в отверстиях ситчатой тарелки, обеспечивающей отсутствие провала жидкости// Химия и технология топлив и масел.- 1962.- № 9.-С. 42-46.
73. Молоканов Ю.К. К расчету эффективности массопередачи на барботажной тарелке при наличии поперечной неравномерности распределения взаимодействующих потоков на основе диффузионной модели// Теоретические основы химической технологии.-1972.-Т.6.-№2.- С.286-290.
74. Молоканов Ю.К., Сверчинский Б.С. Эффективность барботажных тарелок с перекрестным движением фаз при ректификации бинарных смесей// Химия и технология топлив и масел.- 1966.- № 3.-С. 44-48.

75. Молоканов Ю.К., Скобло А.И. К определению скорости паров в тарельчатых ректификационных колоннах// Изв. высш. учебн завед. Нефть и газ.-1959.-№ 8.-С. 55-61.
76. Молоканов Ю.К., Скобло А.И. Механический унос жидкости газом в тарельчатых колоннах// Изв. высш. учебн. завед. Нефть и газ.-1959.-№1.-С.49-55.
77. Молоканов Ю.К., Скобло А.И., О величине коэффициента сопротивления сухой колпачковой тарелки// Изв. высш. учебн, завед. Химия и химическая технология.-1961.-№ 4.-С. 672-675.
78. Мураходжаев Х.В. Исследование гидравлики и массообмена на клапанных тарелках с продольным секционированием жидкостного потока: Автореф. дис... канд. техн. наук.- М, 1974.-22 с.
79. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии /В.Г. Айнштейн, М.К. Захаров, Г.А. Носов и др.:Логос.- М; Высшая школа, 2003.- Кн.1 и 2.1760 с.
80. О структуре критериального уравнения характеризующего массообмен в тарельчатых аппаратах химической промышленности/ Плановский А.Н., Соломаха Г.П., Флореа О., Саруханов А.В.// Химическая промышленность.- 1963.-№2.-С.43-45.
81. Петушинский Л.Н. Исследование гидродинамики и массопередачи в колоннах с клапанными тарелками: Автореф. дис...канд. техн. наук.-М, 1971.-23 с.
82. Плановский А., И., Вертузаев Е., Д. Разделение общего коэффициента массопередачи на частные коэффициенты массотдачи// Хим. пром.-1963.-№9.- С. 700-703.
83. Позин Л.С. Гидравлическое сопротивление клапанных тарелок// Химическое и нефтяное машиностроение.-1969.-№1.-С. 18-20.
84. Позин Л.С. К вопросу о гидравлической закономерности барботажа// Известия вузов СССР. Химия и химическая технология.-1970.-Вып. 2.-С. 271-276.

85. Позин Л.С., Руденко В.М., Аксельрод Л.С. Гидравлический расчет тарелок с дисковыми клапанами// Химия и технология топлив и масел.- 1971.-№11.-С. 34-36.
86. Пропускная способность по газу и гидродинамическое сопротивление тарелок с кольцевыми клапанами/ Тарат Э.Я., Задорский В.М., Сегаль В.А., Васин Н.В.// Журнал прикладной химии.- 1972.-№9.-С. 1989-1993.
87. Процеси і апарати харчових виробництв/ І. Ф. Малежик, П. С. Циганков, П. М. Немирович та ін.: Підручник-К.: НУХТ, 2003.- 400с.
88. Протодьяконов И.О., Чесноков Ю.Г. Гидромеханические основы процессов химической технологии.- Учебное пособие для вузов Л.: Химия, 1987.- 360с.
89. Рамм В.М. Абсорбция газов// М.: Химия, 1967.-656с.
90. Расчёт основных процессов и аппаратов нефтепереработки/ Рабинович Г.Г., Рябых П.М., Хохряков П.А. и др.: Химия, 1979.-566 с.
91. Розен А.М. Проблемы теории и инженерного расчета процессов массообмена// Химическая промышленность.-1965.-№2.-С. 85-91.
92. Рууге Т.С. Развитие конструкций тарельчатых массообменных колонн газожидкостного контакта.-М.: ЦИНТИхимнефтемаш .- №5.-1990.-С.14-15.
93. Сегаль В.А. Исследование массообмена на клапанных тарелках: Автореф. дис...канд. техн. наук. Л., 1973.
94. Современное состояние, модернизация, основные направления совершенствования технологического оборудования ПХГ/ Ю.А. Кашинский, В.П. Берестов, В.И. Парфенов и др.// Наука и техника в газовой промышленности.-2001.- №1.-С.45-52.
95. Соколов В.Н. Разработка и исследование новых барботажных аппаратов для химической промышленности:Автореф. дис...канд. техн. наук.Л., 1965.- 21с.
96. Соломаха Г.П. Массоотдача при групповом барботаже: Автореф. д-ра. техн. наук. М., 1965.-45с.
97. Соломаха Г.П., Азизов А.Г., Плановский А.И. Уравнение массоотдачи в

- газовой фазе на ситчатых тарелках// Теоретические основы химической технологии.-1970.-Том 4.-№3.-С. 315-321.
98. Соломаха Г.П., Плановский А.И. О статической оценке влияния гидравлических параметров на массоотдачу в газовой фазе при барботаже// Теоретические основы химической технологии.-1967.-Том 1.-№1.-С. 80-87.
99. Соломаха Г.П., Плановский А.И. О зависимости между массопередачей в газовой фазе и гидравлическими параметрами при барботаже// Химия и технология топлив и масел.-1962.-№ 6.-С. 1-7.
100. Соломаха Г.П., Рудевич Г.А., Николаев П.М. О гидравлических параметрах, определяющих массоотдачу в жидкой фазе при барботаже// Теоретические основы химической технологии.-1970.-Том 2.-№3.-С. 696-700.
101. Сравнительная характеристика барботажных массообменных тарелок/ Васин Н.В., Задорский В.М., Малинов О.В., Сариев С.В.//Сборн. Химия и химическая технология. –Алма-Ата.-1974. Вып.15.- С. 161-164.
102. Сравнительные исследования диапазона устойчивой работы и массоотдачи в газовой фазе на клапанной тарелке/ Реут В.И., Соломаха Г.П., Вашук В.И.//Труды МИХМ. Массообменные процессы и аппараты химической технологии.-М., 1980.-вып.61.-С.53-60.
103. Стабников В.Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов.–Киев:Техника, 1970.–208с.
104. Тарелки струйные прямоточные/ Александров И.А., Шейнман В.И., Абросимов Б.З., Вольшонок Ю.З.// Химия и технология топлив и масел.- 1963.- № 4.- С. 44-51.
105. Тепло- и массообмен в процессе ректификации /Малюсов В.А., Лотхов В.А., Бычков Е.Д., Жаворонков Н.М.// Теоретические основы химической технологии.-1975.-Том 9.-№1.-С. 3-10.
106. Технико-экономическая оценка эффективности применения клапанных и решетчатых тарелок в ректификационных колоннах/ Позин Л.С., Колтунова Л.Н., Быстрова Т.А., Аэров М.Э.// Химическая промышленность.- 1977.-

№12.-С. 23-31.

107. Толстых А.В., Деренок А.Н., Хромова Е.М. Моделирование тепломассообмена при формировании пузырей в барботажных аппаратах// Теоретические основы химической технологии.-2003.-Том 37.-№6.-С. 575-582.
108. Тютюнников А.Б., Товажнянский Л.Л., Готлинская А.П./ Контактные элементы массообменных колонн// Учебн. Пособие-К.: ИСДО, 1993.-440 с.
109. Цзячжо Л., Хуторянский Ф.М. Высокоэффективные клапанные тарелки колонн// Химическая техника.-2004.-№10.-С. 37-39.
110. Шегай В.Р. Исследование гидравлики и массопередачи на клапанных тарелках с компенсированным прямотоком: Автореф. дис...канд. техн. наук. М, 1980.-20 с.
111. Attering P.T., Lemieux E.I., Schreiner W.C. and Sundback R.A. Entrainment from bubble – cap trays. A.I.Ch.E. Journal, 1956, v. 2, №1, p. 3-12.
112. Bain J.I., Wan Winke M. A.I.Ch.E. Journal, 1961, v.7 № 3, p. 363.
113. Barker P.E., Self M.F. The evaluation of liquid mixing effects on a sieve plate using unsteady state tracer techniques. Chem. Eng. Sci., 1992, v.17, N7, p. 541-554.
114. Friend L., Lemieux E.J., Schreiner W.C. New data on entrainment from perforated trays at close spacings. Chem. Eng. 1980, v.4, N3, p. 101-108.
115. Glitsh – Bulletins: Ballast tray Design Mannual, Dallas (USA), 1999.
116. Gojak M., Vasiljevic B., Banjac M. Momentum and heat transfer in gas-liquid bubble flow in vertical pipes// ECCE 1. Florence. 1997.V.3. p. 1885-1889.
117. Krishna R., Ellenberger J., Maretto C. Flow regime transition in bubble columns// ECCE 1. Florence. 1997. V.3. p. 1859-1863.
118. Lain S., Brexder D., Sommefeld M. Experimental and numerical studies of the hydrodynamics in a babble column. Chemical Engineering Science. 1999.Vol.54. № 12. pp. 4913-4920.
119. Lapin A., Maul C., Jughans K., Lubbert A. Industrial –scale bubble column reactors: gas-liquid flow and chemical reaction. Chemical Engineering Science.

- 2001.Vol.56. № 1. pp. 239-246.
120. Harris I., J. Optimum design of sieve trays. Brit. Chem. Eng., 2001, v.10, N6, p. 377-381.
121. Hoppe K. Corparative mass transfer and pressure drop investigations on distillation plates. Chem. Tech. (Berlin), 1970, v.17, N11, p. 679-685.
122. Sokolichin A., Eigenberg G., Lapin A., Lubbert A. Dynamic numerical simulation of gas-liquid two-phase flows. Chemical Engineering Science. 1997. Vol.52. №4. p. 239-246.
123. Tomiyama A., Makito Y., Perpar M. A bubble tracing method and application to bubble-induced agitation of a temperature field// MB IV. 1997. p. 229-239.

ДОДАТОК А

Таблиця 1

Експериментальні дані по десорбції CO₂ із повітря

№ осередкових точок	Швидкість газу в колоні, W_k	Швидкість газу у вільному перерізі тарілки, W_n	Швидкість газу в отворах тарілки, W_o	Об'ємна витрата рідини, L	Висота статичного шару рідини, $h_{ст}$	Початкова концентрація CO ₂ в рідині, $X_n \cdot 10^3$	Кінцева концентрація CO ₂ в рідині, $X_k \cdot 10^3$	Середня рушійна сила, $\Delta X_{cp} \cdot 10^3$	Коефіцієнт масопередачі, $K_{Lr} \cdot 10^3$	Ефективність за Мерфрі, E_{ML}
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
$D_k=0,4\text{м}, S=6,8\%, h_n=20\text{мм}$										
1	0,35	0,45	5,15	1,2	20	1427,2	456,7	537,4	6,27	0,68
2	0,4	0,52	5,86	1,2	19	1474,3	457,0	547,6	6,45	0,68
3	0,51	0,66	7,5	1,2	18	1326,4	384,7	423,5	7,72	0,71
4	0,6	0,78	8,82	1,2	18	1268,9	335,1	434,6	7,62	0,74
5	0,71	0,92	10,44	1,2	17	1269,4	304,7	458,2	7,81	0,74
6	0,8	1,04	11,76	1,2	17	1290,7	296,9	404,5	8,51	0,77
7	0,98	1,27	14,41	1,2	17	1331,1	266,2	383,6	9,64	0,8
8	1,3	1,69	19,12	1,2	17	1230,1	221,4	309,7	11,31	0,82
$h_n=50\text{ мм}$										
1	0,35	0,45	5,15	1,2	33	1283,5	320,9	342,2	9,76	0,74
2	0,4	0,52	5,86	1,2	32	1229,4	295,0	315,0	10,29	0,76
3	0,51	0,66	7,5	1,2	28	1194,1	286,6	315,0	10,0	0,76
4	0,6	0,78	8,82	1,2	25	1197,7	275,5	315,9	10,13	0,77
5	0,8	1,04	11,76	1,2	23	1115,6	234,4	289,0	10,58	0,79
6	1,0	1,3	14,71	1,2	23	1158,5	208,5	270,9	12,17	0,82
7	1,3	1,69	19,12	1,2	22	1197,7	131,6	234,0	14,92	0,84
$h_n=60\text{ мм}$										
1	0,41	0,53	6,03	1,2	36	1268,7	279,1	334,1	10,27	0,78
2	0,51	0,66	7,5	1,2	35	1211,8	230,2	266,3	12,79	0,81
3	0,6	0,78	8,82	1,2	34	1259,5	239,3	271,1	13,06	0,81
4	0,71	0,92	10,44	1,2	33	1178,4	212,1	246,0	13,63	0,82
5	0,8	1,04	11,76	1,2	29	1272,3	216,3	306,6	11,95	0,83
6	1,0	1,3	14,71	1,2	27	1125,5	180,1	258,1	12,71	0,84
7	1,3	1,69	19,12	1,2	25	1366,1	204,9	246,7	16,33	0,85

ДОДАТОК Б

Таблиця 2

Експериментальні дані по ректифікації системи метанол-вода (50 мол.%)

№ осереднених точок	Швидкість пари в колоні, W_k , м/с	Швидкість пари у вільному перерізі тарілки, W_p , м/с	Висота статичного шару рідини, $h_{ст}$, 10^{-3} м	Концентрація легколеткого компонента					Збіжність матеріального балансу, $\Delta\%$	Ефективність за Мерфрі, E_{MG}	Коефіцієнт масопередачі, K_{Gf} , м/с
				В рідині		В парі					
				X_n , мол. %	X_k , мол. %	Y_n , мол. %	Y_k , мол. %	Y^* , мол. %			
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
$S=68\%$, $h_n=20$ мм											
1	0,6	0,78	13	71,3	45,4	45,4	71,2	77,6	-0,4	0,50	
				67,4	45,4	44,6	67,6	77,6	4,3	0,70	
				66,8	45,4	45,4	66,8	77,6	0	0,66	
				67,6	44,6	45,4	67,6	77,6	-3,6	0,69	
										0,71	0,84
2	0,77	1,0	11	75,4	59,5	59,0	75,0	82,1	0,6	0,69	
				75,0	59,5	59,0	75,4	82,1	5,5	0,71	
				75,6	58,5	58,5	75,4	81,7	-1,2	0,73	
				75,0	59,0	58,5	75,0	81,9	3,0	0,7	
										0,71	1,08
3	0,94	1,22	10	74,6	59,0	59,0	75,4	81,9	4,9	0,72	
				75,0	58,5	58,5	75,0	81,7	0	0,71	
				75,0	59,5	59,5	75,4	82,1	2,5	0,7	
				75,6	58,5	57,0	75,4	81,7	7,1	0,74	
										0,72	1,35
4	1,11	1,44	7,0	72,7	55,0	55,5	72,7	80,6	-2,9	0,68	
				71,5	56,0	56,5	73,5	81,0	8,8	0,69	
				71,5	55,5	55,0	72,7	80,8	9,6	0,69	
				71,3	55,5	55,0	72,0	80,8	7,1	0,66	
										0,68	1,43
5	1,28	1,65	6,5	72,0	55,0	55,5	73,5	80,6	5,6	0,71	
				72,7	56,0	56,0	73,5	81,0	4,6	0,7	
				73,5	55,0	54,0	62,7	80,6	1,1	0,7	
				71,5	55,0	55	72,0	80,6	8,3	0,68	
										0,7	1,69
$h_n=40$ мм											
1	0,6	0,78	17	73,5	52,6	53,1	74,0	79,8	0	0,78	
				70,0	50,6	51,6	71,5	79,2	2,5	0,73	
				73,0	51,6	51,6	71,5	79,4	-2,4	0,72	
				73	51,6	51,6	72,5	79,4	-2,4	0,75	
										0,75	0,94
2	0,77	1,0	15,0	71,3	47,6	47,6	71,5	76,3	0,8	0,78	

Продовження табл. 2

				70	47,6	48,6	71,5	78,3	2,2	0,77	
				69,8	47,6	47,6	70,0	78,3	0,9	0,73	
				68,6	46,9	47,6	70,0	78,1	3,1	0,73	
										0,75	1,2
3	0,94	1,22	12,0	74,5	53,1	53,1	75,0	80	2,3	0,81	
				74,6	53,1	53,1	75,4	80	3,6	0,83	
				74,6	53,1	53,1	74,6	80	0	0,8	
				74,6	52,6	531	74,6	79,8	-2,3	0,8	
										0,81	1,69
4	1,11	1,44	11,0	71,3	51,6	51,6	72,5	79,4	5,7	0,75	
				71,2	50,6	50,6	72,5	79,2	5,9	0,77	
				71,2	50,6	50,6	71,5	79,2	1,4	0,73	
				71,5	51,6	51,6	72,5	79,4	4,8	0,75	
										0,75	1,73
5	1,28	1,66	10,0	72,0	51,6	50,6	73,0	79,4	8,9	0,78	
				72,5	51,6	52,6	73,5	79,4	0	0,78	
				71,5	51,6	51,6	72,0	79,4	2,4	0,73	
				72,5	51,6	51,6	74,0	79,4	-2,4	0,8	
										0,77	2,05
$h_n=60$ mm											
1	0,6	0,78	21,0	74,6	53,1	52,6	75,4	80,0	80,0	0,83	
				73,0	52,6	53,1	74,4	79,8	4,2	0,8	
				75,4	52,6	53,1	74,6	79,8	-6,0	0,8	
				74,4	50,1	50,6	73,0	79,1	-8,5	0,79	
										0,8	1,08
2	0,77	1,0	18,0	73,5	48,6	50,1	74,4	78,6	-2,5	0,84	
				72,7	46,9	46,9	73,5	78,1	3,0	0,85	
				73,0	46,3	46,9	72,5	77,9	-4,3	0,83	
				72,5	47,6	47,6	72,5	78,3	0,8	0,82	
										0,83	1,51
3	0,94	1,22	15,0	72,0	46,3	47,6	71,5	77,9	-7,5	0,79	
				71,2	48,6	50,1	72,0	78,9	1,4	0,76	
				71,5	47,6	48,6	71,5	78,3	-4,4	0,77	
				72,0	46,3	46,9	72,5	77,9	3,9	0,83	
										0,78	1,59
4	1,11	1,44	13,0	71,2	45,4	46,3	71,5	77,6	-2,4	0,8	
				72,0	47,6	46,3	71,5	78,3	3,2	0,79	
				72,0	46,3	45,4	71,2	77,9	3,9	0,79	
				72,5	46,3	46,3	71,2	77,9	-5,2	0,79	
										0,79	1,89
5	1,28	1,66	11,0	67,6	45,4	45,4	68,5	77,6	7,9	0,75	
				68,6	46,9	46,9	69,5	78,1	4,0	0,72	
				68,6	45,4	45,4	70,0	77,6	5,7	0,76	
				68,6	45,4	45,4	70,0	77,6	5,5	0,76	
										0,75	2,0

ДОДАТОК В

Таблиця 3

Результати дослідів по винесенню рідини потоком повітря

Тип тарілки	Відстань між тарілками, мм	Висота зливної перегородки, мм	Висота газорідного шару, мм	Швидкість повітря у вільному перерізі тарілки, м/с	Щільність зрошення, м ³ /м ² ·год	Абсолютне винесення, %	Відносне винесення, г на 1 кг повітря
Зі сферичними клапанами	300	50	85	1	17,5	0,4	9,18
	300	50	110	1,4	17,5	0,85	14,4
	200	50	75	0,6	17,5	0,35	16,8
	200	50	85	0,8	17,5	0,78	28,2
	200	50	90	1	17,5	0,92	26,8
	200	50	90	1,37	17,5	2,34	49,5
Прямоточна тарілка	300	50	90	0,6	16,3	0,6	23,5
	300	50	100	0,8	16,3	0,61	18,4
	300	50	90	1	16,3	0,82	19,8
	200	50	70	0,6	16,3	2,76	12,2
	200	50	90	0,8	16,3	2,76	92
	200	50	90	1	16,3	3,03	81
	200	50	90	1,35	16,3	5,17	102
тарілка „Глітч”	300	50	120	0,6	16,0	0,07	3,06
	300	50	120	0,8	16,0	0,15	5,28
	300	50	120	1	16,0	0,19	5,14
	200	50	120	0,6	16,0	0,35	16,8
	200	50	130	0,8	16,0	0,68	25,3
	200	50	130	1	16,0	0,94	28,2
	200	50	130	1,37	16,0	2,2	48,2

ДОДАТОК Г

Таблиця 4

Експериментальні дані, отримані при вивченні залежності гідравлічного опору тарілок від навантаження по рідині

№ осереднених точок	Навантаження по рідині, $L_v, \text{м}^3/\text{м}^2\cdot\text{год}$	Швидкість газу у вільному перерізі тарілки, $W_p, \text{м/с}$	Гідравлічний опір $\Delta P, \text{Па}$	№ осереднених точок	Навантаження по рідині, $L_v, \text{м}^3/\text{м}^2\cdot\text{год}$	Швидкість газу у вільному перерізі тарілки, $W_p, \text{м/с}$	Гідравлічний опір $\Delta P, \text{Па}$	№ осереднених точок	Навантаження по рідині, $L_v, \text{м}^3/\text{м}^2\cdot\text{год}$	Швидкість газу у вільному перерізі тарілки, $W_p, \text{м/с}$	Гідравлічний опір $\Delta P, \text{Па}$
зі сферичними клапанами				тарілка „Глітч”				прямоточна тарілка			
	0	0,15	256		0	0,15	235		0	0,15	245
		0,35	264			0,35	235			0,35	255
		0,5	265			0,5	245			0,5	266
		0,7	277			0,7	255			0,7	263
		0,85	290			0,85	265			0,85	265
		1,0	287			1,0	265			1,0	296
		1,2	310			1,2	275			1,2	302
		1,35	322			1,35	290			1,35	302
	7	0,15	480		5,15	0,15	441		5,3	0,15	560
		0,35	490			0,35	450			0,35	441
		0,5	470			0,5	450			0,5	450
		0,7	431			0,7	422			0,7	470
		0,85	470			0,85	441			0,85	470
		1,0	510			1,0	431			1,0	490
		1,2	588			1,2	441			1,2	470
		1,35	627			1,35	470			1,35	505
	12	0,15	510		10,5	0,15	510		10,1	0,15	490
		0,35	490			0,35	588			0,35	470
		0,5	510			0,5	510			0,5	490
		0,7	450			0,7	470			0,7	490
		0,85	490			0,85	500			0,85	490
		1,0	540			1,0	460			1,0	490
		1,2	588			1,2	470			1,2	530
		1,35	665			1,35	510			1,35	540
	17,5	0,15	540		16	0,15	608		16,3	0,15	550
		0,35	490			0,35	530			0,35	550
		0,5	480			0,5	550			0,5	540
		0,7	470			0,7	490			0,7	530
		0,85	530			0,85	470			0,85	568
		1,0	568			1,0	470			1,0	520
		1,2	637			1,2	510			1,2	550
		1,35	735			1,35	550			1,35	580

Продовження табл.4

	22,5	0,15	510		23,2	0,15	608		23	0,15	568
		0,35	530			0,35	608			0,35	550
		0,5	490			0,5	578			0,5	588
		0,7	510			0,7	520			0,7	539
		0,85	540			0,85	570			0,85	588
		1,0	588			1,0	520			1,0	550
		1,2	686			1,2	539			1,2	588
		1,35	765			1,35	588			1,35	618