

ОДЕСЬКА НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ
МІНІСТЕРСТВО ОСВІТИ І НАУКИ УКРАЇНИ

Кваліфікаційна наукова
праця на правах рукопису

БУЗОВСЬКИЙ ВІТАЛІЙ ПЕТРОВИЧ

УДК 621.643

ДИСЕРТАЦІЯ


РОЗРОБКА ЕФЕКТИВНОГО КОНДЕНСАЦІЙНОГО МЕТОДУ
ВЛОВЛЮВАННЯ ПАРІВ ЛЕГКИХ ФРАКЦІЙ НАФТОПРОДУКТІВ
З ВИКОРИСТАННЯМ ЕЖЕКЦІЙНОГО ПРИСТРОЮ

05.15.13 – Трубопровідний транспорт, нафтогазосховища

Виробництво та технології


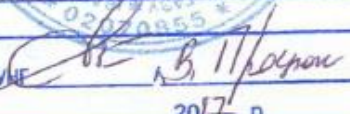
Подається на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук.

Дисертація містить результати власних досліджень. Використання ідей,
результатів і текстів інших авторів мають посилання на відповідне джерело


 Бузовський В.П.

Науковий керівник:

Кологривов Михайло Михайлович
кандидат технічних наук, доцент

Підпис(и)	
посвідчую	
Учений секретар ІФНТУНГ	
« 19 » 12	2017 р.

м. Одеса, 2017

Всі примірники дисертації ідентичні за змістом.
Вчений секретар спеціалізованої вченої ради
Д 20.02.04  Милитів М.В. 19.12.2017р.

АНОТАЦІЯ

Бузовського В.П. Розробка ефективного конденсаційного методу вловлювання парів легких фракцій нафтопродуктів з використанням ежекційного пристрою.

Дисертація на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук за спеціальністю 05.15.13 " Трубопровідний транспорт, нафтогазосховища ". – Одеська національна академія харчових технологій, 2017р.

На сьогоднішній день представлений широкий вибір засобів скорочення втрат від випаровування, починаючи від відносно дешевих, але менш ефективних дисків-відбивачів, газових обв'язок, газовирівнюючих систем, і закінчуючи високоефективними, але дорогими і технологічно складними системами на основі фізичних процесів конденсації, абсорбції, адсорбції, компримування. Багато з цих засобів працюють на базі рекуперативних теплообмінників, аналіз яких дозволив виявити низку недоліків: підвищена пожежо- та вибухонебезпека; фіксована поверхня теплообміну; значний гідравлічний опір потоку пароповітряної суміші; висока матеріаломісткість; можливість утворення інею на стінках теплообмінника за рахунок конденсації водяних парів, що містяться в пароповітряній суміші.

Запропоновано новий метод конденсаційного вловлювання з використанням ежекційного пристрою, який позбавлений перерахованих вище недоліків.

Дослідження гідродинаміки ежекційного апарату було поділено на три етапи за принципом сходження від простого до складного. На першому етапі досліджено рух крапельки рідини в середовищі, яка чинить на неї опір. Чисельний розв'язок рівнянь руху дозволив встановити, що швидкість краплі в значній мірі залежить від напрямку її первісного руху. На другому етапі досліджена гідродинаміка вільного факела. Спільний розв'язок рівнянь збереження імпульсу і рівнянь руху дозволив встановити характер зміни параметрів гідродинаміки. Показано, що при швидкості рідини більше 19 м / с і довжині горизонтально спрямованого факела до 1 м форму останнього можна

вважати конусом, який утворений обертанням крайньої бічної струминки навколо осі, що збігається з напрямком горизонту. Встановлено також, що в усіх випадках об'ємною концентрацією газу можна знехтувати.

На третьому етапі отримана картина гідродинаміки обмеженого газорідного факела. Дається уявлення про зміну швидкості середовищ і тиску в різних частинах апарату. Завдяки чисельному розв'язку диференціальних рівнянь отримані коефіцієнти ежекції в залежності від опору системи, до якої підключений апарат, і перепаду тиску на форсунці.

Математична модель гідродинаміки використана в подальшому для моделювання параметрів пароповітряної суміші при великих диханнях резервуара і моделювання тепломасообміну в ежекційному апараті при конденсації парів бензину.

Для вирішення проблеми розрахунку параметрів пароповітряної суміші при великому диханні резервуара застосований всебічний підхід. Спільно вирішені рівняння гідравліки, що характеризують процеси вирівнювання рівнів нафтопродуктів в автомобільній цистерні і в резервуарі; рівняння газової динаміки, що характеризують процес видалення пароповітряної суміші з резервуара; рівняння, що характеризують процес випаровування бензину. Даний підхід дозволив отримати параметри видаємої ППС, які необхідні для тепломасообмінних розрахунків ежекційного апарату. Представлена математична модель передбачає визначення витрати пароповітряної суміші, що видається, як функції від тривалості операції зливання. Адекватність представленої математичної моделі підтверджується задовільною узгодженістю з експериментальними даними інших авторів. Відмінність розрахункових даних по втратах парів бензину від експериментальних склала не більше 9%.

Запропоновано метод теплового розрахунку оригінального ежекційного контактного апарату для охолодження і конденсації компонентів з парогазових сумішей. Стосовно до перевалки та зберігання нафтопродуктів розроблена математична модель процесів тепло- і масообміну в такому апараті при конденсації парів вуглеводнів і води з відходящих парогазових потоків. Основу цієї моделі складають ди-

ференціальні рівняння теплового балансу і теплопередачі, а також запропонована гідродинамічна картина матеріальних потоків в апараті. У моделі коефіцієнт тепло-віддачі на краплях розраховувався за емпіричною формулою Дрейка (Dreik). Для виведення величини густини потоку маси на краплі рідини сферичної форми були спільно розглянуті механізми конвективної і молекулярної дифузії. При прийнятих припущеннях для багатоконпонентної суміші отримана формула, яка аналогічна формулі Стефана для конденсації парів на краплі. Формула Стефана значною мірою ідеалізує реальну картину, тим не менш, вона стала основою для математичного моделювання та аналізу розрахункових даних.

Основні результати розрахунків по моделі представлені графічно. Залежності описують зміну локальних показників матеріальних потоків по довжині робочої зони апарату: температури розсолу, температури ППС і об'ємної концентрації ППС. Розрахунки проводилися при витратах ППС від 30 до 300 м³/год, які характерні для великих дихань резервуарів АЗС і нафтобаз. Результати моделювання дозволяють правильно вибрати режим роботи апарату відповідно до паспортних характеристик холодильної установки, яка входить в систему конденсаційного уловлювання. Розрахунки показали, що при одночасній конденсації парів вуглеводнів і води основні тепловиділення припадають на вуглеводні. Конденсація парів води практично не впливає на ефект охолодження ППС. Виконане оцінювання внеску стінок і краплевловлювача в загальний ефект тепломасообміну. Показано, що на краплевловлювачі і стінках конденсується не більше 3.5% від загального обсягу вуглеводнів, які сконденсувалися.

Результати моделювання дозволили кількісно оцінити вплив прийнятої товщини дифузійного прикордонного шару на ефект охолодження ППС. При зменшенні товщини прикордонного шару в п'ять разів розрахункова температура охолодженої ППС істотно знижується (на 3 °С ÷ 5 °С) з урахуванням робочих навантажень.

Побудовано графіки зміни швидкості руху ППС по довжині апарату для різних його зон з врахуванням і без врахування тепломасообмінних процесів. Встановлено, що розрахунок швидкості ППС без врахування тепломасообміну призводить до по-

милок до 25% в порівнянні з розрахунком, який враховує тепломасообмін між середовищами.

Даються практичні рекомендації по вибору обладнання системи УЛФ з ежекційним пристроєм. Зокрема, в умовах роботи АЗС рекомендований компресорно-конденсаторний агрегат холодопродуктивністю не менше 2400 Вт. Для забезпечення циркуляції розсолу і перепаду тиску на форсунці 0.3 МПа рекомендований насос СМЕ1-7 фірми Grundfos, який відрізняється широким діапазоном продуктивності та підвищеною антикорозійною стійкістю, що важливо при перекачуванні таких агресивних середовищ як водні розчини солей. В якості холодоносія рекомендований 25.7 % (мас.) водний розчин хлористого кальцію (CaCl_2), хімічний склад якого забезпечує не замерзання рідини при температурах вище мінус 31.2 °С.

В умовах роботи АЗС в м. Рені з річним вантажообігом по бензину і дизпаливу 2465 т/рік і 1571 т/рік відповідно нормативна величина річних втрат склала 1282 кг/рік і 31 кг/рік по бензину і дизпаливу відповідно. З огляду на отримані результати, дається практична рекомендація про можливість знехтування втратами дизельного палива при виконанні оціночних розрахунків величини нормативних втрат нафтопродукту.

Для розрахунку терміну окупності рекомендована методика, яка враховує фактор часу і знецінення грошей. Встановлено, що в умовах АЗС при капітальних вкладеннях в систему УЛФ у розмірі 110440 грн., річному доходу від вловлювання нафтопродукту на рівні 40118 грн. і ставці дисконтування 10% термін окупності складе до 5 років.

Ключові слова: вловлювання парів нафтопродуктів, гідродинаміка, тепломасообмін, математичне моделювання, ежекційний апарат, газорідинний факел, дифузія, великі та малі дихання.

ABSTRACT

Buzovskii V.P. Developing an effective condensing method of petroleum products light fraction vapor recovery using an ejection device.

The dissertation is submitted for the candidate's degree of the technical sciences (PhD), specialty 05.15.13 – Pipeline transport, oil and gas storages. – Odessa National Academy of Food Technologies, Ministry of Education and Science of Ukraine. – Odessa, 2017.

For today a wide choice of reducing losses from evaporation is represented, starting from relatively cheap but less effective discs-reflectors, tanks gas piping, gas equalizing systems and ending with highly effective but expensive and technologically complex systems based on physical processes of condensation, absorption, adsorption, compression. Many of these methods are based on recuperative heat exchanger, whose analysis revealed a number of disadvantages: high fire explosion hazard; fixed surface of heat exchange; significant hydraulic flow resistance of air vapor mixture; high consumption of materials; possible formation of frost on the walls of the heat exchanger by condensation of water vapor contained in the air vapor mixture.

A new condensation method of reducing losses, based on ejection apparatus, is suggested. This method is devoid of above mentioned disadvantages.

On the principle of ascent from simple to complex, study of hydrodynamics of ejection apparatus is divided on three steps. On the first step the moving of a liquid drop in a resisting medium is investigated. A numerical solution of differential equations of motion let us establish a character of hydraulics parameters changing. It is shown that at speed above then 19 m/s and at the length of horizontally directed spray less then 1 m the shape of spray may be considered as a cone, which is formed by the rotation of the last side trickle around the axis which coincides with the direction of horizon. Also established that in all cases volume concentration of gas may be neglected.

On the third step the picture of hydrodynamics of bounded gas and liquid spray is received. A picture of medium velocity and a pressure in a different parts of apparatus changing given. Due to numerical solving of differential equations were received the

ejection coefficients depending on the resistance of the system, which the apparatus connected to, and the drop of the pressure on the nozzle.

The mathematical model of hydrodynamics is further used for the modeling the parameters of air vapor mixture at working losses and the modeling of heat and mass transfer in the ejection apparatus at gasoline vapor condensation.

For the solving the problem of the air vapor mixture parameters calculating at the tank working breathing the comprehensive approach is applied. Suggested the common solving of the hydraulic equations, which characterize the process of gasoline level alignment in gasoline tank truck and the underground tank, the gas dynamics equations, which characterize the process of air vapor mixture removal from the tank and the equations that characterize the process of gasoline evaporation. This method let us to receive the parameters of removing air vapor mixture, which are necessary for the ejection apparatus heat and mass transfer calculations. Presented mathematical model assumes the determination of removing air vapor mixture consumption as a function from the unloading operation duration, which let us to improve the accuracy of Kulagin's method instead of using medium value of air vapor mixture consumption. The adequacy of the presented mathematical model is confirmed by the satisfactory conformity with the experimental data. The difference of the calculated data from the experimental is less then 9%.

The method of heat calculation of the original ejection apparatus for cooling and condensation of the components from air vapor mixture is suggested. Applied to the process of gasoline storage we developed the mathematical model of heat and mass transfer in such apparatus at condensation of gasoline and water vapors from removed flow. The basis of this model is formed by the differential equation of heat balance and heat transfer, and suggested hydrodynamic picture of material flows in the apparatus. The coefficient of heat transfer on the drops in this model was calculated by the Dreik's empirical formula. For derivation of the mass flow density on the drop spherical shape were commonly considered the mechanisms of convective and molecular diffusion. At accepted assumptions for multi component mixture were received formula which is similar to Stephan's formula for vapor condensation on drops. Although Stephan's formula

largely idealizes the real picture, it became the basic for mathematical modeling and analyzes of calculated data.

The basic results of the calculations by the model are presented graphically. These relations describe changing of the local indexes of material flows along the length of the working zone of the apparatus: brain temperature, air vapor mixture temperature and air vapor mixture volume concentration. Calculations were carried out at air vapor mixture consumption in the range from 30 to 300 m³/hr, which is character for working breathings of the tanks at filling stations. The results of the modeling let us choose correctly the working regime of the apparatus according to cooling machine passport characteristics, which is a part of a vapor recovery unit. The calculations have shown, that at simultaneous gasoline and water vapor condensation main heat transfer is provided by gasoline. Water vapor condensation practically doesn't influence the effect of air vapor mixture cooling. An evaluation of walls contribution at common effect from heat and mass transfer is performed. It was shown that the condensation on the walls is not more 3.5% from common volume of gasoline at its condensation.

The results of modeling let us make a quantitative assessment of accepted boundary diffusion layer thickness influence on the air vapor mixture cooling effect. Decreasing boundary layer thickness five times makes calculated air vapor mixture cooling temperature substantially decrease (by 3 °C ÷ 5 °C) with considering workloads.

The graphics of air vapor mixture velocity changing along the apparatus for different its zones were built. It was established that the calculation of the air vapor mixture velocity without taking in account heat and mass transfer causes mistakes up to 25 % comparing with the calculation which takes into account heat and mass transfer between mediums.

The practical recommendations for choosing vapor recovery unit equipment with the ejection apparatus are given. Particularly for providing catching efficiency at 75 % (vol.) for the conditions of filling station working a compressor condenser unit cooling capacity not less 2400 W is recommended. For brain circulation and pressure drop on the spray 0.3 MPa providing pump CME1-7 Grundfos is recommended. This pump characterizes the wide range of flow rate and heightened anticorrosion resistance,

what is important at pumping such aggressive mediums as brain. As a cold carrier calcium chloride (CaCl_2) 25.7 % (mass) water solution is recommended. It's chemical composition provides no freezing of liquid at temperatures higher minus 31.2 °C.

In the conditions of filling station working in Reni with gasoline and diesel annual turnover 2465 t/yr and 1571 t/yr respectively standard value of annual losses is 1282 kg/yr and 31 kg/yr gasoline and diesel respectively. Taking in account received results the practical recommendations on capability of diesel neglecting at performing estimated calculation of standard oil products losses quantity are given.

For payback period calculation the method which takes into account a time factor and a money depreciation is recommended. Established that at the conditions of filling station at capital investments in vapor recovery unit at 110440 grn, annual income from gasoline catching at the level 40118 grn and discount 10% payback period will be 5 years.

Key words: vapor recovery of petroleum products, fluid dynamics, heat and mass transfer, mathematical modeling, ejection apparatus, gas-liquid torch, diffusion, working and standing losses.

СПИСОК ОПУБЛІКОВАНИХ ПРАЦЬ ЗА ТЕМОЮ ДИСЕРТАЦІЇ

1. Бузовский В.П., Кологривов М.М. Результаты математического моделирования гидродинамической картины в эжекционном аппарате / Холодильная техника и технология. 2013. №6 (146). с. 29-37.
2. Бузовский В. П., Кологривов М.М. Результаты теоретического исследования влияния тепломассообмена на гидродинамическую картину в эжекционном аппарате / Харчова наука і технологія. 2013. № 4. С. 137-143.
3. Кологривов М.М., Бузовский В.П. Эффективность работы промышленных контактных аппаратов / Холодильная техника и технология. 2014. №2 (148). с. 60 - 63.
4. Кологривов М.М., Бузовский В.П. Инженерная методика расчета тепломассообмена в эжекционном аппарате / Наукові праці: ОНАХТ. 2014. Вип. (45), том 1.

с. 38-45.

5. Кологривов М. М., Бузовский В.П. Проектирование эжекционного конденсатора бензиновых паров из парогазовых смесей / Восточно-Европейский журнал передовых технологий. 2015. № 4(6). С. 29-37.

6. Kologrivov M. M., Buzovskii V. P. Numerical Simulation of Heat and Mass Transfer in an Ejection Apparatus / Journal of Engineering Physics and Thermophysics. 2016. V. 89. №. 1. с. 167-178. (Включено до бази **Scopus**)

Патенти

7. Пат. 98849 Україна, МПК (2015.01) B01D 5/00. Конденсаційний спосіб уловлювання парів нафтопродуктів з парогазових потоків, що відходять [Текст] / Кологривов М. М., Бузовський В. П. – № и 2014 12463; заявл. 20.11.2014; опубл. 12.05.2015, Бюл. № 9. – 5 с.

8. Пат. 98848 Україна, МПК (2015.01) B01D 5/00. Конденсаційна система уловлювання парів нафтопродуктів з парогазових потоків, що відходять [Текст] / Кологривов М. М., Бузовський В. П. – № и 2014 12462; заявл. 20.11.2014; опубл. 12.05.2015, Бюл. № 9. – 6 с.

ЗМІСТ

	Стор.
ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ.....	14
ВСТУП.....	15
1 ОГЛЯД І АНАЛІЗ ВІДОМИХ РІШЕНЬ ЗА ТЕМОЮ ДОСЛІДЖЕНЬ.....	21
1.1 Огляд систем УЛФ з використанням рідинно-газових струменевих апаратів.....	22
1.2 Огляд і аналіз існуючих засобів скорочення втрат нафтопродуктів від випаровування.....	23
1.3 Огляд і аналіз сучасних систем скорочення втрат від випаровування	33
1.4 Опис системи конденсаційного вловлювання парів нафтопродуктів з ежекційним пристроєм	44
1.5 Конструкція ежекційного апарату.....	47
1.6 Конкретизація задач досліджень	51
Висновок по першому розділу.....	53
2 МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ГІДРОДИНАМІКИ В ЕЖЕКЦІЙНОМУ АПАРАТІ.....	54
2.1 Рух одиночної краплі.....	54
2.2 Дослідження гідродинаміки горизонтального вільного факелу.....	57
2.3 Дослідження гідродинаміки обмеженого горизонтального факелу.....	66
2.4 Дослідження спільної роботи ежекційного апарату і резервуару при великому диханні.....	83
Висновок по другому розділу	96
3 ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕПЛОМАСООБМІНУ В ЕЖЕКЦІЙНОМУ АПАРАТІ	97

3.1 Постановка задач дослідження тепломасообміну в конденсаторі парів ежекційного типу.....	97
3.2 Математична модель тепломасообміну.....	100
3.3 Виведення формули Стефана у сферичній системі координат.....	103
3.4 Результати математичного моделювання.....	110
3.5 Порівняння моделей конденсації.....	117
3.6 Результати дослідження впливу тепломасообміну на гідродинамічну картину в ежекційному апараті.....	120
Висновок по третьому розділу.....	122
4 ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ	
ТЕПЛОМАСООБМІНУ В ЕЖЕКЦІЙНОМУ АПАРАТІ.....	123
4.1 Опис експериментального стенду.....	123
4.2 Обробка експериментальних даних тепломасообміну в ежекційному апараті.....	125
4.3 Спрощена методика розрахунку тепломасообміну в ежекційному апараті.....	136
Висновок по четвертому розділу.....	140
5 ЕКОНОМІЧНІ ПОКАЗНИКИ ВПРОВАДЖЕННЯ	
КОНДЕНСАЦІЙНОЇ СИСТЕМИ УЛФ З ВИКОРИСТАННЯМ	
ЕЖЕКЦІЙНОГО ПРИСТРОЮ.....	142
5.1 Аналіз економічних показників впровадження конденсаційної системи УЛФ на АЗС.....	142
5.1.1 Обладнання конденсаційної системи УЛФ.....	142
5.1.2 Розрахунок економічного ефекту від впровадження конденсаційної системи УЛФ на АЗС.....	149
5.2 Аналіз економічних показників при конденсаційному способі вловлювання парів нафтопродуктів під час великих дихань резервуарів РВС.....	155
Висновок по п'ятому розділу.....	161

ВИСНОВКИ.....	163
СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ.....	165

ПЕРЕЛІК УМОВНИХ ПОЗНАЧЕНЬ

АЗС – автозаправна станція;

ГП – газовий простір;

ККА – компресорно-конденсаторний агрегат;

ХМ – холодильна машина;

ППС – пароповітряна суміш;

РВС – резервуар вертикальний сталевий;

РГС – резервуар горизонтальний сталевий;

УЛФ – уловлювання легких фракцій;

ВСТУП

Актуальність теми. У наш час питанням енергетичної безпеки України приділяється все більш серйозна увага на всіх рівнях законодавчої і виконавчої влади. Зменшення втрат бензинів від випаровування – важливий напрям економії паливно-енергетичних ресурсів. Збиток, що завдають викиди парів, полягає не тільки у втраті цих ресурсів, але й у негативних екологічних наслідках [1–4] та зміні якості нафтопродукту [5,6]. Особливо гостро ця проблема постає на об'єктах нафтопродуктозабезпечення, розташованих у межах великих міст, а саме – на автотранспортних станціях (АЗС). Технологічні операції при видачі, прийомі і зберіганні нафти і нафтопродуктів супроводжуються їх втратами. Для їх зниження застосовують резервуари з понтонами і плаваючими дахами, споруджують системи для уловлювання легких фракцій нафтопродуктів (УЛФ) та застосовують резервуари спеціальних конструкцій. Абсорбційні [7,8] та адсорбційні (John Zink company, ZEECO, Inc.) системи УЛФ складні, компресійні [9–13] – капіталомісткі та пожежо- вибухонебезпечні. На базі конденсаційних систем багато пристроїв забезпечені рекуперативними теплообмінниками (Ольгін О.Є., Єльчанінов М.О., Je-Lueng Shie, Chen-Yu Lu [14]), недоліком яких є порівняно висока пожежо- та вибухонебезпека, збільшення термічного опору в процесі експлуатації та фіксована площа поверхні теплообміну. Для скорочення втрат від випаровування наряду з вище переліченими застосовуються різні технічні засоби: диски-відбивачі, газові обв'язки, газовирівнювальні системи та ін. Проте ефективність їх застосування не завжди висока.

З огляду на недоліки існуючих систем, перспективною представляється конденсаційна система УЛФ з використанням ежекційного пристрою. Ежекційні пристрої характеризуються високою пожежо- та вибухонебезпекою, малою матеріаломісткістю та можливістю регулювання поверхні теплообміну в широкому діапазоні. Проте, впровадженню даних систем заважає відсутність єдиної теорії розрахунку теплообмінників ежекційного типу, і як наслідок нестача даних щодо оптимальних режимів експлуатації із забезпеченням максимально можливої ефекти-

вності вловлювання.

Усе це, безумовно, говорить про актуальність проблеми розробки ефективного методу уловлювання парів нафтопродуктів.

Зв'язок роботи з науковими програмами, планами, темами. Дисертаційна робота виконана згідно із «Основними положеннями енергетичної стратегії України на період до 2030 р.», прийняті Кабінетом Міністрів України 15.03.2006 р.; планом роботи з держбюджетної тематики кафедри теплоенергетики та трубопровідного транспорту енергоносіїв «Розробка і дослідження тепломасообмінних апаратів і теплових контурів для енерготехнологічних систем промислових виробництв».

Мета і завдання дослідження. *Метою роботи є розробка фізико-технічних основ конденсаційного методу вловлювання легких фракцій нафти і нафтопродуктів з використанням ежекційного пристрою. Для її досягнення вирішувались наступні завдання:*

1. Проведення теоретичних досліджень гідродинаміки горизонтального газорідинного факелу, визначення впливу напрямку факелу (горизонтального або вертикального) на його форму і швидкість крапель.

2. Визначення шляхом математичного моделювання гідравлічної характеристики ежекційного апарату та дослідження впливу ежекційного ефекту на параметри нестационарного процесу зливання нафтопродукту в підземний резервуар АЗС.

3. Теоретичне дослідження процесів тепломасообміну з метою вивчення впливу вихідних умов на основні показники роботи апарату та отримання рекомендацій, які забезпечують розрахунок і конструювання ежекційних апаратів для даних систем УЛФ;

4. Розробка спрощеної методики теплового розрахунку ежекційного апарату, що узагальнює отримані експериментальні дані.

5. Техніко-економічний аналіз впровадження конденсаційної системи УЛФ з ежекційним пристроєм на об'єкті нафтопродуктозабезпечення.

Об'єктом дослідження є конденсаційна система УЛФ з використанням ежекційного пристрою та процес великого дихання резервуарів.

Предметом є гідродинаміка та тепломасообмін в ежекційному апараті в умовах конденсації парів нафтопродуктів на холодних краплях розсолу та газова динаміка пароповітряної суміші при її видаленні з резервуару.

Метод дослідження: математичне моделювання динаміки газорідного факелу, теплопереносу в контактних ежекційних теплообмінниках та нестационарного процесу витoku ППС з резервуару; аналітичне дослідження масопереносу в дифузійному шарі біля краплі кулястої форми; порівняльний аналіз різних моделей конденсації; методи числового оброблення даних; методи обчислювальної математики, які реалізовані шляхом алгоритмізації і програмування в сучасному математичному пакеті "MathCad"; експериментальне дослідження теплотехнічних показників роботи контактних теплообмінників; теорія подібності.

Положення, що виносяться на захист. Закономірності гідродинаміки і тепломасообміну при конденсації парів вуглеводнів на холодних краплях розсолу в апаратах ежекційного типу.

Наукова новизна роботи визначається наступними результатами:

Вперше

- завдяки чисельному розв'язанню систем диференціальних рівнянь збереження імпульсу, руху крапель рідини, збереження маси середовищ отримані локальні характеристики руху пароповітряної суміші і рідини через порожнину ежекційного апарату, що дозволило визначити вплив напрямку факелу на характеристики дисперсійного потоку;
- за допомогою методу математичного моделювання встановлено вплив теплообміну на швидкість дисперсійного потоку;
- виведена формула Стефана у сферичній системі координат для розрахунку густини потоку речовини в дифузійному пограничному шарі на межі розділу рідинної і газової фаз;
- встановлений вплив товщини дифузійного пограничного шару на температуру охолодження пароповітряної суміші;
- в ході чисельного експерименту з використанням математичної моделі тепломасообміну встановлений вплив витрати рідини та пароповітряної суміші на

ефективність вловлювання;

- визначений внесок стінок апарату і краплєвловлювача в загальну ефективність вловлювання при конденсації парів вуглеводнів;
- отримане критеріальне рівняння інтенсивності тепломасообміну, що узагальнює дані експериментальних досліджень і встановлює зв'язок між вхідними і вихідними параметрами середовищ;

Практична та наукова значимість отриманих результатів полягає у наступному:

- розроблена оригінальна конденсаційна система УЛФ з ежекційним пристроєм, який відрізняється низькою металоємністю, пожежо- та вибухобезпекою, низьким гідравлічним опором, високою ефективністю вловлювання.
- розроблено методику розрахунку гідродинаміки факелу в горизонтальному ежекційному конденсаторі парів нафтопродуктів;
- розроблено методику теплового розрахунку ежекційного апарату зі складною гідродинамічною картиною;
- запропоновано аналітичну формулу для розрахунку густини потоку речовини стосовно до сферичної системи координат, яка може використовуватися для розрахунку масообміну в процесах конденсації і випаровування, які мають місце в контактних апаратах ежекційного типу;
- розроблено спрощену методику розрахунку конденсаційної системи УЛФ з ежекційним пристроєм, яку рекомендовано для використання в магістерських роботах і дипломних проектах, а також в учбовому процесі на кафедрах ОНАХТ у курсах лекцій і практичних занять студентів спеціальності 7.05030402, 8.05030402 "Газонафтопроводи та газонафтосховища".
- результати досліджень можуть використовуватися при розробці дослідного зразка конденсаційної системи УЛФ з ежекційним пристроєм.

Особистий внесок здобувача. Проведені теоретичні дослідження гідродинаміки горизонтального ежекційного апарату, в ході яких встановлені локальні гідродинамічні характеристики газорідного факелу [15].

В ході математичного моделювання гідродинаміки ежекційного апарату отриманні локальні характеристики факелу із врахуванням впливу процесів тепломасообміну [16].

В ході експериментальних досліджень тепломасообміну в ежекційному апараті встановлений зв'язок між початковою температурою рідини і кінцевою температурою пароповітряної суміші [17].

На основі отриманих експериментальних даних знайдений вигляд рівняння інтенсивності тепломасообміну, що зв'язує початкові і кінцеві параметри середовищ при конденсації парів вуглеводнів на холодних краплях водного розчину хлориду кальцію [18].

На основі розробленої математичної моделі тепломасообміну запропоновані практичні рекомендації з проектування оригінального ежекційного апарату [19].

В результаті розгляду механізмів конвективної і молекулярної дифузії виведена формула Стефана у сферичній системі координат для розрахунку густини потоку речовини, що дозволила встановити вплив товщини дифузійного пограничного шару на кінцеву температуру охолодження пароповітряної суміші [20].

Розроблена конструкція ежекційного апарату і схемне рішення конденсаційної системи УЛФ [21,22].

Апробація результатів дисертації проводилася на XII Всеукраїнській науково-технічній конференції молодих учених та студентів (м. Одеса, 2012 р.), Всеукраїнська науково-технічна конференція молодих вчених та студентів, «Стан, досягнення, і перспективи холодильної техніки і технології» (м. Одеса, 2013 р.), IX Міжнародній науково-технічній конференції «Сучасні проблеми холодильної техніки і технології» (м. Одеса, 2013 р.), XV Міжнародній науково-технічній конференції «Актуальні проблеми енергетики і екології» (м. Одеса, 2013 р.), Всеукраїнській науково-технічній конференції молодих вчених та студентів «Еколого-енергетичні проблеми сучасності» (м. Одеса, 2014 р.), Всеукраїнській науково-технічній конференції молодих вчених та студентів «Стан, досягнення і перспективи холодильної техніки і технології» (м. Одеса, 2014 р.), Міжнародній науково-технічній конференції "Нафтогазова освіта та наука: стан та перспективи" (м. Іва-

но-Франківськ, 2014 р.), Всеукраїнській науково-технічній конференції молодих вчених, аспірантів та студентів "Стан, досягнення і перспективи холодильної техніки і технології" (м. Одеса, 2015 р.), X Міжнародній науково-технічній конференції: "Сучасні проблеми холодильної техніки і технології" (м. Одеса, 2015 р.), XVI Всеукраїнській науково-технічній конференції "Актуальні проблеми енергетики та екології" (м. Одеса, 2016 р.).

Публікації. Основні наукові і прикладні результати автора представлені у 6 публікаціях в науково-технічних фахових журналах (з них одна зарубіжна), які відповідають вимогам ДАК МОН України до дисертаційних робіт на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук, та отримано 2 патенти на корисну модель.

Об'єм і структура дисертації. Дисертація викладена на 164 сторінках друкованого тексту, містить 67 рисунків, 29 таблиць, і складається із вступу, 5 основних розділів, висновків і списку літератури із 101 найменування.

1 ОГЛЯД І АНАЛІЗ ВІДОМИХ РІШЕНЬ ЗА ТЕМОЮ ДОСЛІДЖЕНЬ

Боротьба з втратами нафтопродуктів – один з важливих шляхів економії паливно-енергетичних ресурсів, що відіграють провідну роль в розвитку економіки: за рахунок цього можна отримати до 20% всієї економії паливно-енергетичних ресурсів. Основним видом втрат нафти і нафтопродуктів, що повністю не можна усунути на сучасному рівні розвитку транспортних засобів і зберігання вуглеводнів, є втрати від випаровування з резервуарів та інших ємностей. Збиток, нанесений цими втратами, є як економічним (прямі втрати власників АЗС), так і екологічним (забруднення повітря в місці розташування АЗС). Найбільш актуально це питання стоїть у великих містах-мегаполісах, тому що, з одного боку, в них висока щільність забудови (викиди з АЗС відбуваються на рівні 2...3 м над землею), з іншого – велика концентрація автотранспорту (підвищений коефіцієнт оборотності резервуарів АЗС) [2].

Основною причиною втрат нафтопродуктів є значна невідповідність між властивостями нафтопродуктів, конструкцією та обладнанням резервуарів.

У негерметичному резервуарі випаровування відбувається практично безперервно, тому що частина пароповітряної суміші (ППС) постійно витісняється в атмосферу за рахунок різниці тисків в резервуарі й поза ним, через наявні отвори, негерметичну арматуру. Інший вид втрат виникає при операціях зберігання, зливу / відпуску палива. Втрати можна розподілити на наступні групи в залежності від причин, що їх викликають:

- втрати від великих дихань – це втрати, зумовлені витісненням ППС (насиченої, як правило, парами бензину) з резервуара при його заповненні;
- втрати від малих дихань. Спричинені щодобовими коливаннями температури, барометричного (атмосферного) тиску і парціального тиску парів бензину в газовому просторі резервуару.
- втрати від зворотного видиху. При викачуванні нафтопродукту (продаж бензину автовласникам) в ємність переміщується атмосферне повітря. При цьому концентрація парів в ГП зменшується і починається випаровування нафтопродукту. У момент закінчення викачування парціальний тиск парів в ГП зазвичай буває значно

менше тиску насичених парів за даної температури. Це призводить до додаткового випаровування бензину з поверхні нафтопродукту, через що внутрішній тиск підвищується і відбувається витіснення певної кількості ППС (зворотний видих).

1.1 Огляд систем УЛФ з використанням рідинно-газових струменевих апаратів

Одним з найбільш перспективних напрямків розвитку засобів уловлювання вуглеводневих парів є застосування конденсаційних систем вловлювання легких фракцій з використанням рідинно-газових струменевих апаратів (струменево-конденсаційних установок). У таких системах стиснення ППС відбувається за рахунок енергії високошвидкісних струменів робочого середовища, що перебуває в різних агрегатних станах (рідина, двофазна газорідинна суміш) [23]. У таких установках для уловлювання парів легких фракцій в якості робочого середовища можна використовувати нафтопродукт, що надходить в резервуар. При цьому схема стає замкненою. Струменево-конденсаційні установки (СКУ) для вловлювання легких фракцій забезпечують високу ступінь скорочення втрат, мають малу металоємність і капіталоємність, прості та надійні в експлуатації. Робота струменевого апарату стійка при значних коливаннях параметрів і фракційного складу відсмоктуваного газу.

Принцип роботи СКУ полягає в наступному. Робоча рідина подається в ежектор через сопло за допомогою насоса та захоплює за собою пасивний потік пароповітряної суміші з резервуара. Частина енергії робочої рідини в процесі змішування фаз передається пасивному потоку, стискаючи його. Одночасно відбувається процес інтенсивної конденсації пари вуглеводнів.

Ступінь вловлювання вуглеводневих парів СКУ залежить від декількох факторів, зокрема: від фракційного складу ППС, що відсмоктується; ступеня стиснення; температури робочої рідини. Тому ефективність таких систем коливається в межах 80...98%.

Застосування СКУ для уловлювання легких фракцій з використанням рідинно-газових струменевих апаратів дозволяє вирішити основні проблеми, які викликані випаровуванням нафти і нафтопродуктів, і підвищити екологічну безпеку процесів

їх зберігання й транспортування:

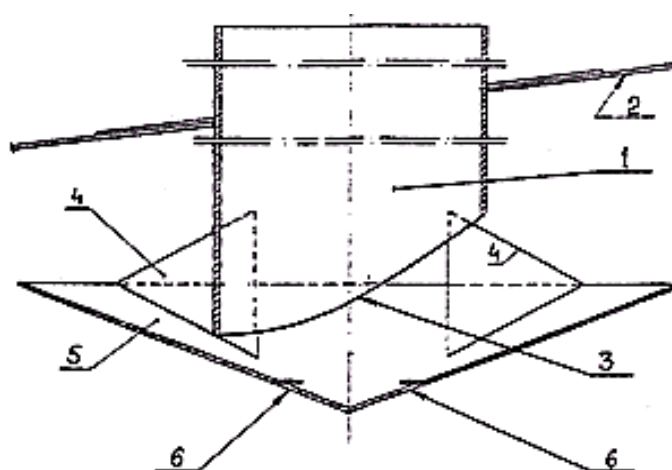
- значно знизити забруднення атмосферного повітря та навколишнього середовища технологічними викидами з резервуарів;
- підвищити пожежо- та вибухобезпечність експлуатації резервуарів;
- досягти відчутної економії цінного енергоносія утилізацією вловлених парів;
- забезпечити сталість складу нафтопродукту, що зберігається.

1.2 Огляд і аналіз існуючих засобів скорочення втрат нафтопродуктів від випаровування

Для скорочення викидів парів нафтопродуктів використовують наступні засоби:

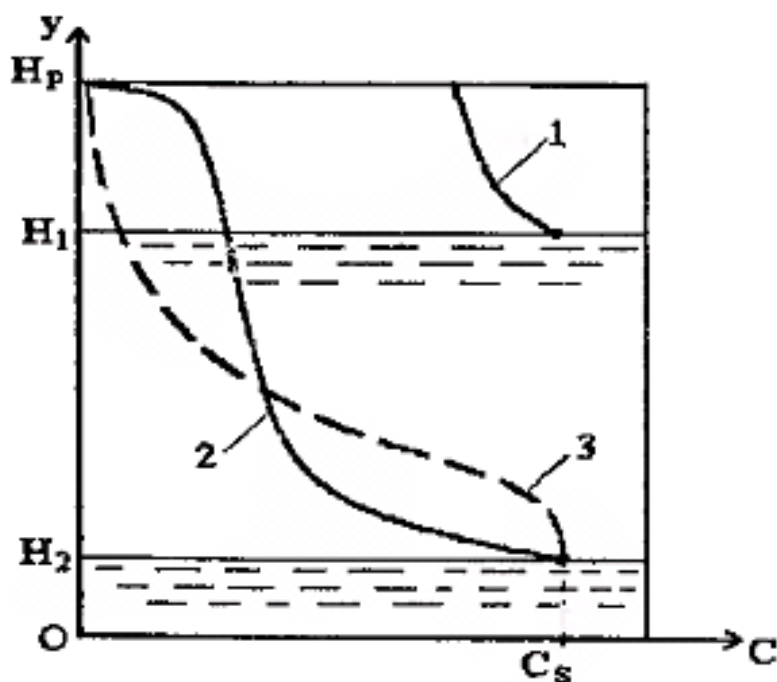
- диски-відбивачі;
- газові обв'язки;
- газовирівнювальні системи;
- понтони;
- плаваючі покрівлі;

Конструкція диференціального газового відбивача описана в патенті Російської Федерації №146942 [24].



1 – вертикальний патрубок; 2 – кривля резервуару; 3 – щілинний виріз; 4 – з'єднувальні ребра; 5 – конічний відбивач; 6 – отвори для зливання конденсату

Рисунок 1.1 – Диск-відбивач



1 – до викачування; 2 – після викачування; 3 – після викачування з використанням диску-відбивача

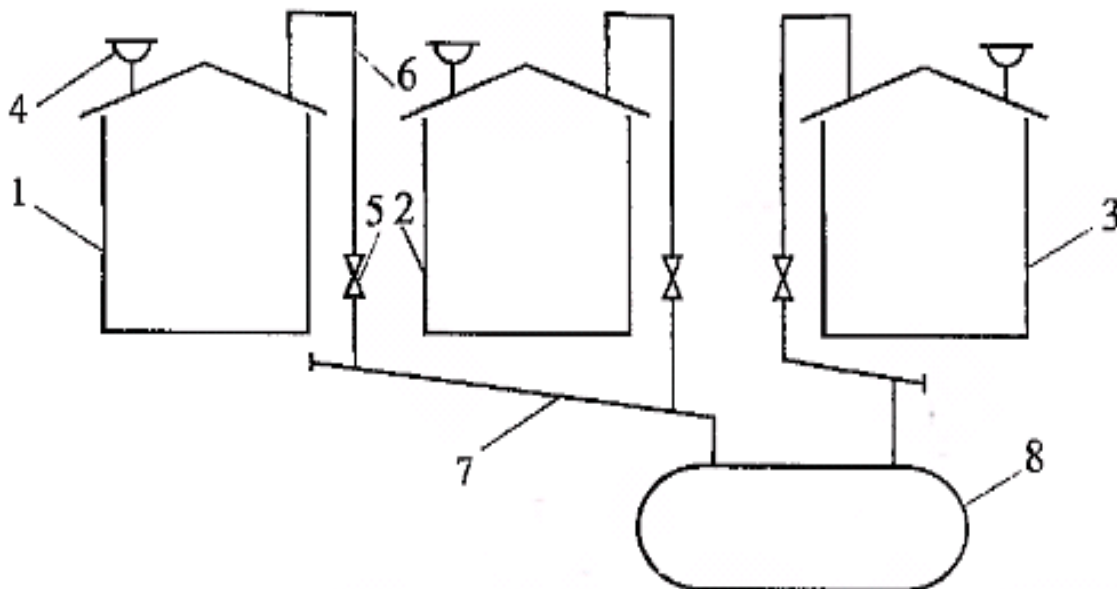
Рисунок 1.2 – Розподіл концентрації по висоті ГП резервуару

Диск-відбивач працює наступним чином. При викачуванні нафтопродукту з резервуара відкривається дихальний клапан, який запускає повітря всередину резервуара. На своєму шляху повітря зустрічає конічний відбивач 5 (рис. 1.1), який гасить його енергію, що перешкоджає перемішуванню з основним об'ємом повітря в ГП резервуара. Це забезпечує більш низькі значення концентрації парів у верхніх шарах ГП (крива 3, рис. 1.2), тому і втрати нафтопродуктів при подальшому заповненні резервуарів будуть нижче, ніж без використання диска-відбивача. Згідно [25,26] ефективність вловлювання становить 20..30% при високій оборотності резервуарів. Однак при малій оборотності експериментально встановлено [23], що від дисків-відбивачів ніякого ефекту немає.

Зменшення втрат нафтопродуктів може бути досягнуто з'єднанням газових просторів резервуарів системою трубопроводів – газовою обв'язкою. В цьому випадку при заповненні резервуара нафтопродуктом парогазова суміш видаляється не в атмосферу, а по системі трубопроводів переміщується в газові простори інших резервуарів. Найбільше скорочення втрат досягається за умови співпадіння операції закачування з операцією відкачування в інших резервуарах. Витрата від-

качування при цьому повинна бути більше витрати закачування. В інших випадках ефективність газової обв'язки низька [27].

У разі приєднання до газової обв'язки газозбірника її називають газовирівнювальною системою (рис. 1.3).



1, 2, 3 – резервуари з нафтопродуктом; 4 – дихальний клапан; 5 – засувка; 6 – відведення; 7 – колектор; 8 – конденсатозбірник

Рисунок 1.3 – Схема газовирівнювальної системи [23]

Газозбірник забезпечує додаткове акумулювання ППС понад ту кількість, яку здатні вмістити підключені до газової обв'язки резервуари.

Конструкції сухих та мокрих газгольдерів низького (до 4000 Па) тиску відомі. Перевага сухих газгольдерів перед мокрими полягає в скороченні витрат металу, площі, що використовується, капітальних та експлуатаційних витрат, в усуненні зволоження пароповітряної суміші. Однак сухі газгольдери мають також істотні недоліки. У зимовий час волога, яка присутня в газі, утворює на внутрішній поверхні газгольдера легку корку, що ускладнює пересування рухомого диска. При витоках через ущільнення диска в просторі між рухомим диском і дахом газгольдера можливе утворення вибухонебезпечної суміші газу з повітрям. Крім того, при виготовленні газгольдерів потрібна підвищена точність.

Газгольдери високого (до 1,8 МПа) тиску є сталевими судинами циліндричної або сферичної форми. При рівному геометричному об'ємі з газгольдерами

низького тиску, їх акумулююча здатність є в десятки, і навіть в сотні разів, більшою. Газгольдери високого тиску не мають рухомих елементів і тому їх простіше виготовляти та експлуатувати.

Загальним недоліком застосування газгольдерів є великі металовитрати.

В якості газозбірників можуть бути запропоновані м'які резервуари. Робота еластичних газозбірників в принципі не відрізняється від роботи резервуарів з «дихаючими дахами». Їх об'єм сягає 500 м³ при діаметрі 7,6 м. Внаслідок короткого терміну служби еластичних газозбірників, останні не набули поширення. Одним з недоліків є необхідність в значній вільній площі для розміщення.

В якості альтернативи еластичним газозбірникам були запропоновані «дихаючі балони» зі сталі. Вони являють собою плоскі резервуари великого (12...45 м) діаметру і малої (1...1,5 м) висоти. Дах та днище газозбірників виготовлені з листової сталі товщиною 2 мм.

При наповненні парами дах газозбірників підіймається на висоту 2...4,5 м. Газозбірники типу «дихаючий балон» (за кордоном мають назву «балони Віггінса») не вимагають великих капітальних та експлуатаційних витрат.

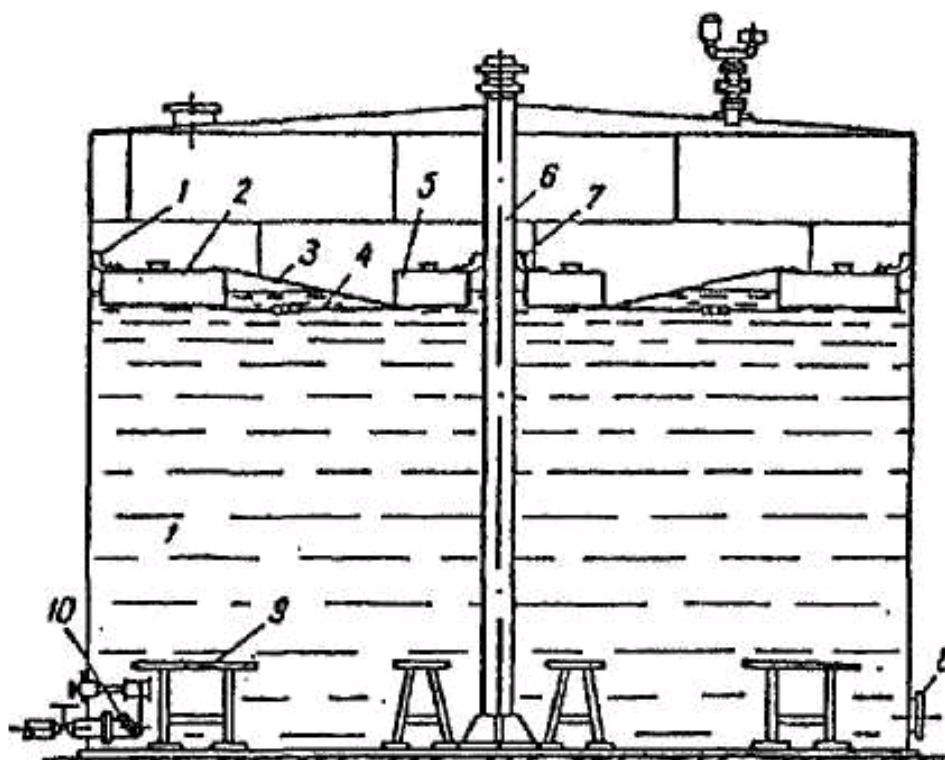
Для зменшення площі випаровування в резервуарах РВС застосовують понтон – жорстке плаваюче покриття, що поміщається в резервуар зі стаціонарною покрівлею (рис. 1.4).

Типи металевих понтонів наведені на рис. 1.5:

- 1) чашоподібні однодечні;
- 2) однодечні з периферійним відкритим коробом, який розділений на відсіки;
- 3) однодечні з периферійним закритим коробом, який розділений на відсіки;
- 4) двудечні, розділені на відсіки.

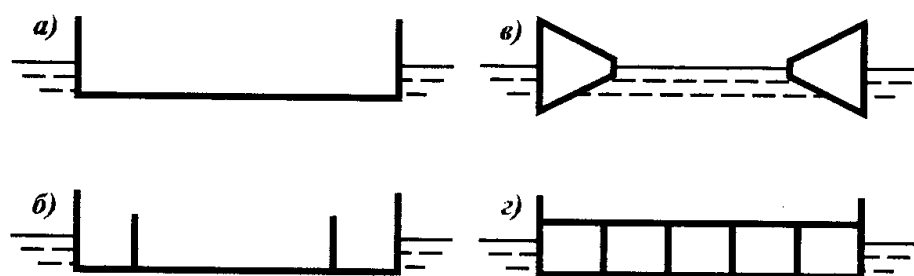
Неважко помітити, що в порядку згадування металоємність понтонів зростає. Але одночасно збільшується їх непотоплюваність.

Ефективність застосування понтонів з ущільненням типу РУМ-2 складає від 60 до 94% [23,28]. Недоліками понтонів є: втрати нафтопродуктів зі змочених стінок резервуарів; можлива концентрація парів нафтопродуктів в межах нижчого і вищого порогів займання [29]; періодичне затоплення понтонів.



1 – ущільнюючий затвор; 2 – периферійний короб понтону; 3 – мембрана з листового металу; 4 – стяжка; 5 – центральний короб понтону; 6 – направляюча труба; 7 – ущільнення направляючої труби; 8 – люк-лаз; 9 – опори для понтону; 10 – приймально-роздавальний патрубок

Рисунок 1.4 – Резервуар з понтоном [23]



а – чашоподібний однодечний; б – однодечний з периферійним відкритим коробом, який розділений на відсіки; в – однодечний з периферійним закритим коробом, який розділений на відсіки; г – двудечний, який розділений на відсіки

Рисунок 1.5 – Основні типи металевих понтонів [23]

Затоплення понтонів можливе внаслідок наступних причин: попадання в резервуар газових або повітряних пробок, негерметичність коробів, заклинювання

понтонів через неправильно встановлені направляючі та ін.

Синтетичні понтони значно менш металоємні. Вони різноманітні за конструкцією. Наприклад, понтон, розроблений Koehler Instrument (США) складається з кільця жорсткості, на яке натягнуто сітку, що слугує основою для килима з газонепроникної поліамідної плівки. Плавучість даної конструкції забезпечується поплавками, виконаними з хімічно стійкого до нафтопродуктів плівкового пінопласту.

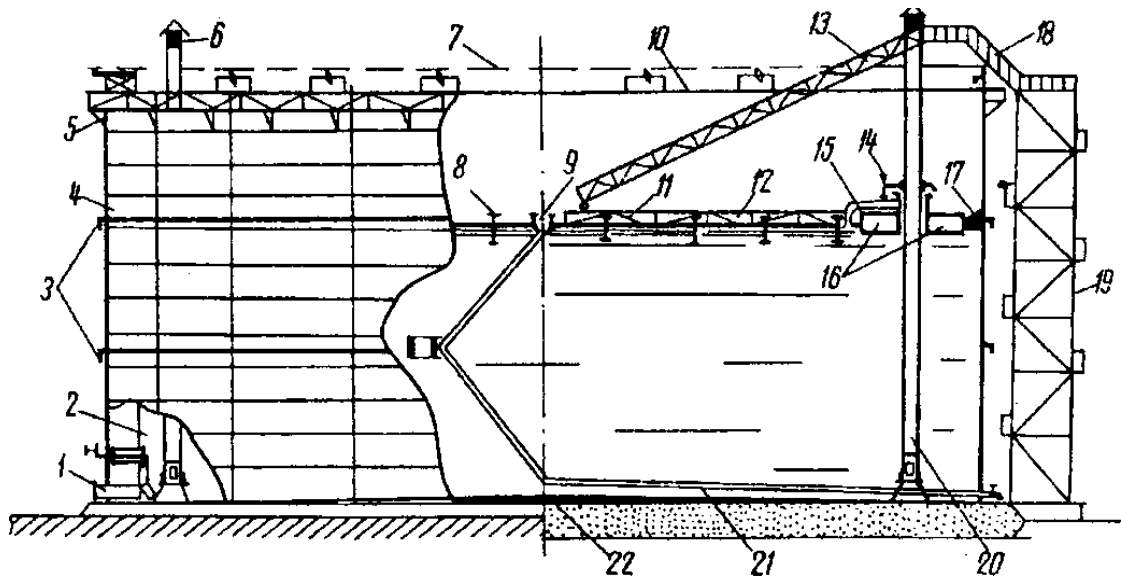
Набули поширення й синтетичні понтони з пінополіуретану (ППУ). Понтон цієї конструкції включає периферійне кільце, що забезпечує міцність і жорсткість в місці кріплення кільцевого затвору, центральну частину, що несе кільце з еластичним вкладишем, яке формує борт понтона і дозволяє закріпити затвор. Для запобігання насичення ППУ нафтопродуктом, його поверхня покривається поліуретановим латексом, а для надання поверхні понтона струмопровідних властивостей – сажонаповненим латексом.

Незалежно від конструкції всі понтони мають бути заземлені (щоб уникнути розрядів статичної електрики), забезпечені направляючими (щоб запобігти обертанню конструкції під впливом струменів нафтопродукту), а також опорами (щоб забезпечити можливість зачистки й ремонту днища).

Одним з найважливіших вузлів будь-якого понтона є ущільнюючий кільцевий затвор, оскільки саме від якості герметизації зазору між газонепроникним «диском» і стінкою резервуару в значній мірі залежить величина скорочення втрат нафтопродукту від випаровування.

Плаваючі крівлі, в порівнянні з понтонами, менш ефективні з точки зору скорочення втрат від випаровування та вони також схильні до затоплення, недостатньо надійні, пожежо- та вибухонебезпечні та мають низьку ремонтпридатність.

Плаваючі покрівлі на відміну від понтонів застосовуються в резервуарах, що не мають стаціонарної покрівлі (рис. 1.6).



1 – приймально-роздатковий патрубок з хлопадкою; 2 – запасний трос хлопадки; 3 – кільця жорсткості; 4 – стінка резервуара; 5 – кільцева площадка жорсткості; 6 – вогневий запобіжник; 7 – трубопровід розчину піни; 8 – опорні стойки плаваючої покрівлі; 9 – водоприймач атмосферних опадів; 10 – сухопровід зрошення стінки резервуару; 11 – плаваюча покрівля; 12 – опорна ферма; 13 – катучі сходи; 14 – бортик утримування піни; 15 – опорна ферма; 16 – периферійний кільцевий понтон плаваючою даху; 17 – ущільнювач (затвор) плаваючої покрівлі; 18 – перехідна площадка; 19 – шахтні сходи; 20 – трубчаста напрямна плаваючого даху; 21 – дренажна система; 22 – днище резервуару

Рисунок 1.6 – Резервуар з плаваючою покрівлею [23]

У зв'язку з цим їх конструкція дещо відрізняється від конструкції понтонів.

Перш за все, відсутність стаціонарної покрівлі диктує необхідність виготовлення коробів обов'язково герметичними. Для зручності видалення опадів, що випали на плаваючу покрівлю, останній повинен мати листовий настил з ухилом до центру. Дощова вода з плаваючої покрівлі відводиться через дренажну систему або з шарнірно-зчленованих, або з гнучких гофрованих труб.

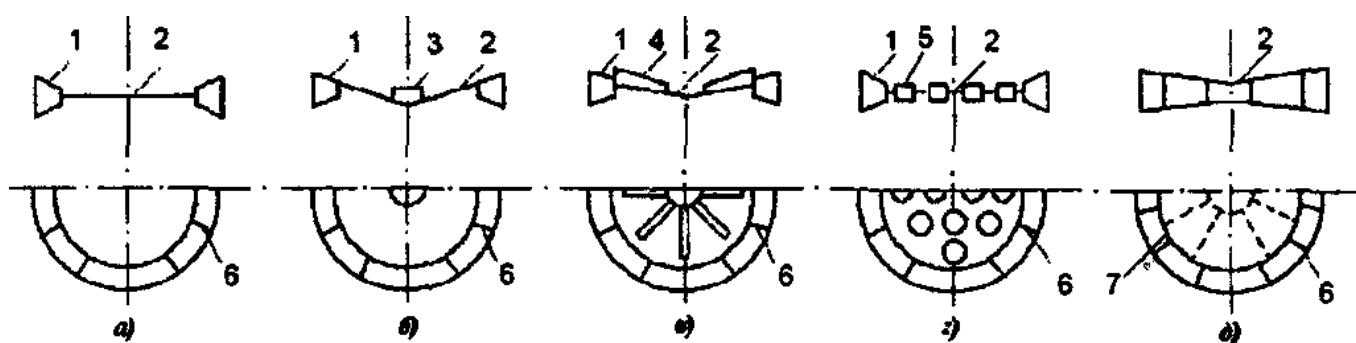
Для спуску на поверхню плаваючої покрівлі слугує пересувна драбина, конструкція якої забезпечує горизонтальне розташування сходинок при будь-якому положенні даху. Верхнім кінцем пересувна драбина шарнірно спирається на перехідну площадку, з'єднану з шахтними сходами, по яких персонал піднімається на резерву-

ар. Нижній кінець пересувних сходів забезпечений катками й переміщується по спеціальних рейках, які покладені на плаваючій покрівлі. По мірі опускання плаваючої покрівлі і пересування сход, кут їх підйому змінюється від 5 до 50 градусів.

З метою посилення жорсткості верхньої частини корпусу резервуара з плаваючою покрівлею вздовж верхнього пояса монтують кільцевий майданчик для збереження стійкості і сприйняття вітрового навантаження.

Для видалення пароповітряної суміші і газів з-під плаваючої покрівлі на ньому встановлений запобіжний клапан.

Основні типи плаваючих покрівель наведені на рис. 1.7:



а) – однодечна; б) однодечна з центральним поплавком; в) – однодечна з ребрами жорсткості; г) – однодечна з поплавками; д) – двудечна; 1 – закритий кільцевий короб; 2 – листовий настил; 3 – центральний поплавок; 4 – ребра жорсткості; 5 – поплавок; 6 – радіальна перебірка; 7 – кільцева перебірка

Рисунок 1.7 – Основні типи плаваючих покрівель [23]

Спосіб скорочення втрат від випаровування шляхом застосування захисних емульсій полягає в тому, що на поверхні нафтопродукту розміщується плинна концентрована емульсія з меншою густиною, ніж у нафтопродукту, що захищається. Перевагою даного способу скорочення втрат від випаровування є те, що емульсія добре поширюється по всій поверхні нафтопродукту, ізолюючи її від ГП незалежно від ступеня відхилення стінки резервуара від циліндричної форми. Захисні емульсії можуть бути застосовані як у резервуарах, які споруджуються, так і в тих, що вже експлуатуються.

В даний час відомі захисні емульсії різного складу. Наприклад, НДІТранснафта (нині ППТЕР) здійснювала випробування емульсії наступного складу (% мас.):

паливо ТС-1 – 56; вода – 21,6; етиленгліколь – 1,2; желатин сухий – 0,3. Емульсія уявляла собою білу однорідну в'язку масу густиною 810 кг/м³.

Емульсія випробовувалася в резервуарі ємністю 600 м³ на нафті густиною 857 кг/м³. Товщина емульсії на поверхні нафти на початку випробування сягала 20 см. Випробування захисної емульсії засвідчили, що вона скорочує втрати нафти від випаровування в середньому на 80%. Однак її стабільність (термін служби) забезпечувалася лише 3 місяці, після чого емульсія руйнувалася й осаджувалася на дно резервуара. Через нетривалість терміну служби емульсії термін її окупності більш ніж в 10 разів перевищив термін служби. В результаті випробувана емульсія промислового застосування не знайшла. Ще один склад, що перешкоджає випаровуванню, було запропоновано в «Дніпроморнафтогаз». Він включає (% мас.): латекс БСНК-79,3...83,7; натрієву сіль нафтових кислот – 16,0...20,0 та натрієві солі карбоксометилцелюлози – 0,3...0,7. За інформацією розробників, він зменшує втрати нафтопродуктів від випаровування на 17...21%, що недостатньо.

У ВНДІ України для запобігання випаровування легких фракцій нафтопродуктів запропоновано склад, що включає (% мас): поліакриламід – 1,02...1,12; сульфоексілат натрію – 0,35...0,50; біхромат калію – 0,94...0,95 та воду (решта). Дослідження розробників показали, що ефект від застосування даного складу залежить від його густини і товщини. Встановлено, що при густині складу менше 500 кг/м³ відбувається розрив покриття парами нафтопродукту, а при густині понад 700 кг/м³ – його занурення в нафтопродукт. Оптимальним, на думку розробників, є співвідношення густини нафтопродукту і покриття: (0,66...0,93). Крім того, було встановлено, що при товщині покриття менше 0,5% від висоти заливання бензину в модельній ємності суцільного захисного покриття забезпечити не вдається: на його поверхні утворюються бульбашки, деформації та розриви від напруги, яка створюється парами нафтопродуктів.

Випробування складу проводилися в резервуарі об'ємом 10 м³ з площею поперечного перерізу 2,5 м². Резервуар був заповнений бензином А-95 на висоту 1,5 м. Попередньо підготовлений аерований в'язкопружний матеріал в об'ємі 0,05 м³ закачувався в ємність насосом через приймальний патрубок під рівень бензину. Оскільки

ки густина складу дорівнювала 620 кг/м^3 , то він спливав в бензині і розтікався по його поверхні, утворюючи шар товщиною 0,1 м. Через 2...2,5 год. склад набув пружні властивості, ефективно розділяючи нафтопродукт і повітря. В ході випробувань було досягнуто скорочення втрат бензину від випаровування на 87...99% [23].

Основною перешкодою до застосування даного складу є високий вміст води: при мінусових температурах покриття частково примерзає до стінки резервуара, а частково розривається льодом, що утворюється.

Випробування інших типів захисних емульсій виявили ще один недолік: під час спорожнення резервуарів в разі низького рівня нафтопродукту захисна емульсія захоплюється воронкою, внаслідок чого забиваються насоси й фільтри.

Мікрокульки з пластмас також служать для зменшення поверхні випаровування нафтопродуктів. Вони являють собою мікросфери діаметром від 10 до 250 мк, що виготовлені з фенольно-формальдегідних або карбамідних смол і заповнені інертним газом-азотом.

Проведені в лабораторних і промислових умовах випробування показали [23], що мікрокульки, плаваючи на поверхні нафти або бензину шаром товщиною 20...25 мм скорочують втрати від випаровування у порівнянні з втратами з резервуарів з незахищеною поверхнею: бензинів – на 35...50%, нафти – на 80%. При цьому наявний об'єм резервуарів не зменшується.

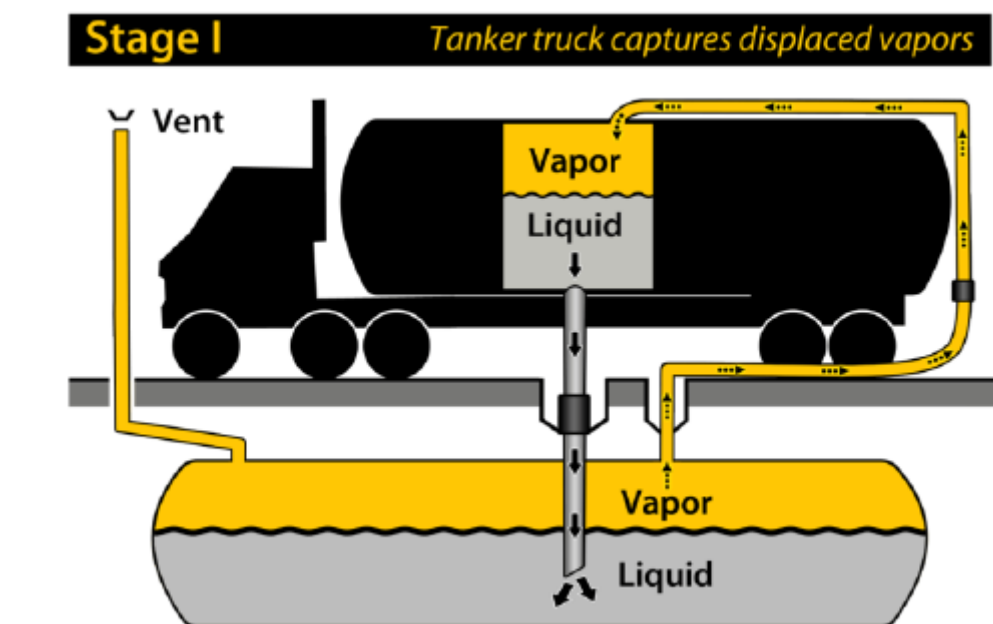
У той же час були виявлені й недоліки застосування мікрокульок: їх винос з резервуарів разом нафтопродуктом, що відкачується, а також налипання на стінки резервуара. З цих причин вони не знайшли застосування.

В Сполучених Штатах широкого поширення набули системи, які отримали назву stage I та stage II (рис. 1.8).

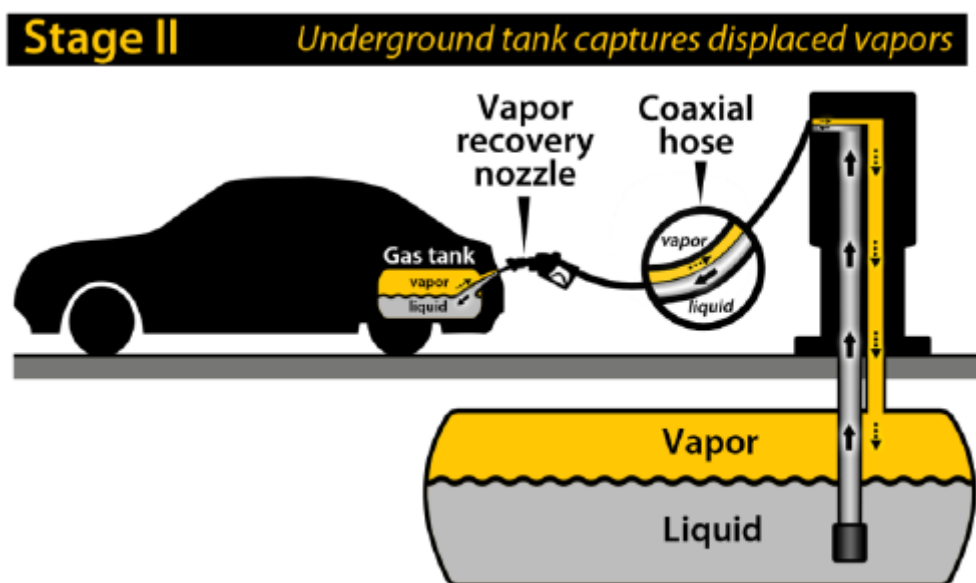
Систему stage II застосовують при наповненні бензобаків автомобілів, забезпечуючи при цьому переміщення пароповітряної суміші по кільцьовому каналу в газовий простір резервуару. При цьому досягається стовідсоткове скорочення втрат нафтопродукту.

Систему stage I застосовують при зливанні нафтопродукту в підземний резервуар АЗС з метою переміщення пароповітряної суміші, що витісняється, в автомо-

більшу цистерну, попереджаючи при цьому втрати від великих дихань.



a)



б)

Рисунок 1.8 – Система stage I (а) та stage II (б)

Система також дозволяє стовідсотково скоротити втрати від випаровувань, проте актуальним залишається питання відведення і рекуперації парів, що містяться в автомобільній цистерні, безпосередньо на естакаді наливу нафтопродуктів.

1.3 Огляд і аналіз сучасних систем скорочення втрат від випаровування

Ринок систем УЛФ тільки в Україні оцінюється фахівцями в \$ 2,3 млрд.

Також дуже перспективні для реалізації продукції ринки країн СНД і Заходу. Все це підвищує інтерес комерційних і державних структур до реалізації різних технічних рішень. Всі існуючі на сьогоднішній день системи вловлювання та рекуперації (повернення для повторного використання) парів бензину з ППС за способом реалізації можна структурувати наступним чином [30]:

- заохолодження пароповітряної суміші в холодильниках (без зміни тиску) до конденсації вуглеводнів в рідку фазу (криогенні технології);
- стиснення суміші з одночасним заохолодженням до конденсації парів;
- пряме спалювання вуглеводнів (при їх високій концентрації в ППС);
- адсорбція вуглеводнів з суміші адсорбентом з подальшою десорбцією;
- поділ ППС на мембранах з певною селективністю;
- абсорбція вуглеводнів з суміші абсорбентом з подальшою десорбцією і поділом фракцій.
- компресійні системи на базі ежекторів типу "рідина-газ" [31–33].

Представлені способи реалізовані в тій чи іншій мірі в кожній із систем УЛФ.

У перших двох перерахованих способах проводиться заохолодження ППС до температури ($-20...-40$) °С, у другому – додаткове стиснення до тиску 0,7-5 МПа (7...50 атм.) в залежності від складу вуглеводнів. Як показують розрахунки та експерименти [30], за цих умов в першому випадку вони вбирають 60-85%, а в другому – 50-100% вуглеводнів, що містяться в суміші.

Компанія John Zink пропонує адсорбційно-абсорбційну систему УЛФ (рис. 1.9), яка влаштована наступним чином.

Система УЛФ обладнана двома однаковими адсорберами, які заповнені активованим вугіллям. Один адсорбер робочий (adsorption mode), а другий знаходиться в режимі регенерації (regeneration mode).

ППС проходить через робочий адсорбер, при цьому пари вуглеводнів поглинаються адсорбентом, а очищене повітря з мінімальним вмістом вуглеводнів видаляється в атмосферу (air vent to atmosphere).

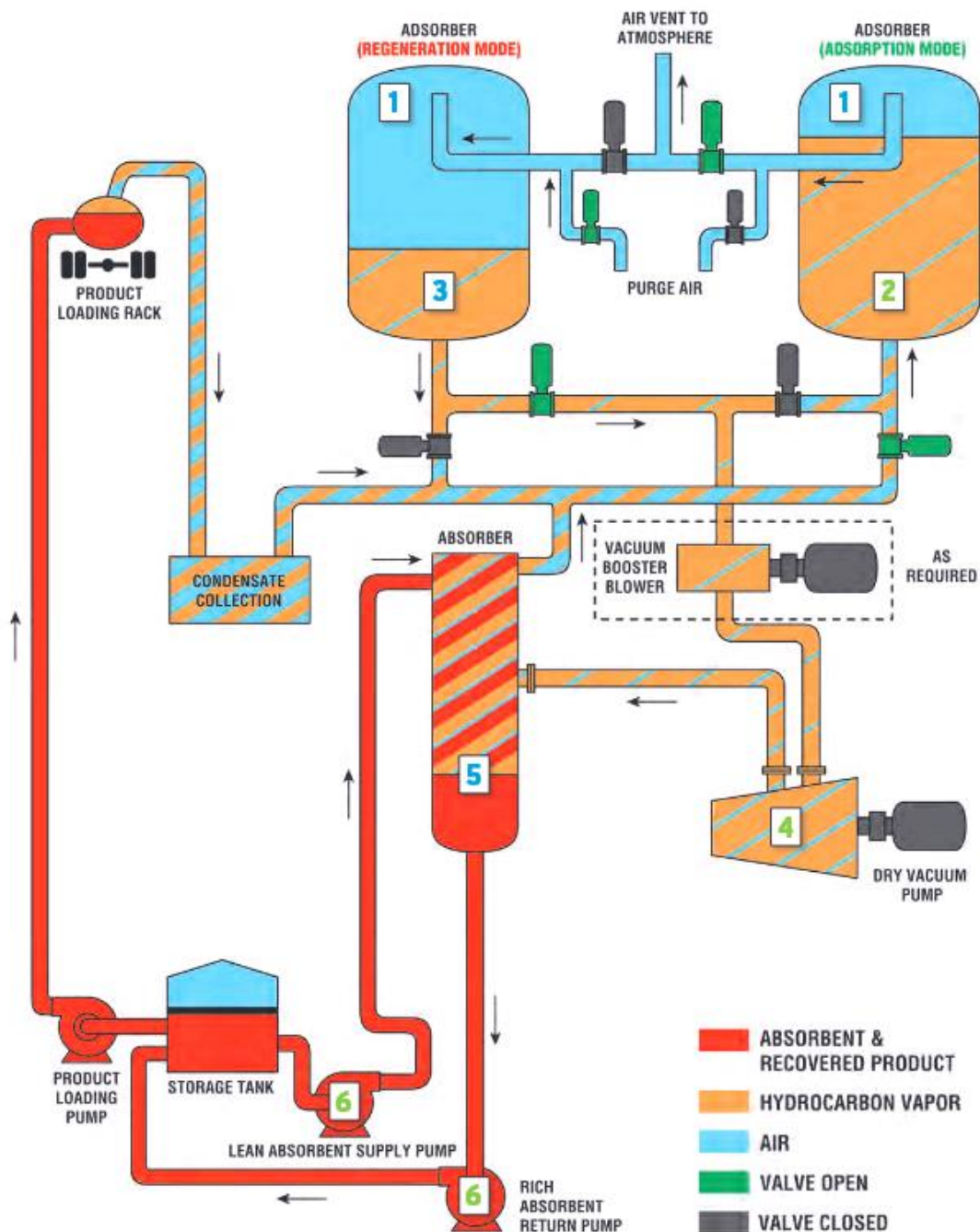


Рисунок 1.9 – Адсорбційно-абсорбційна система УЛФ фірми John Zink [34]

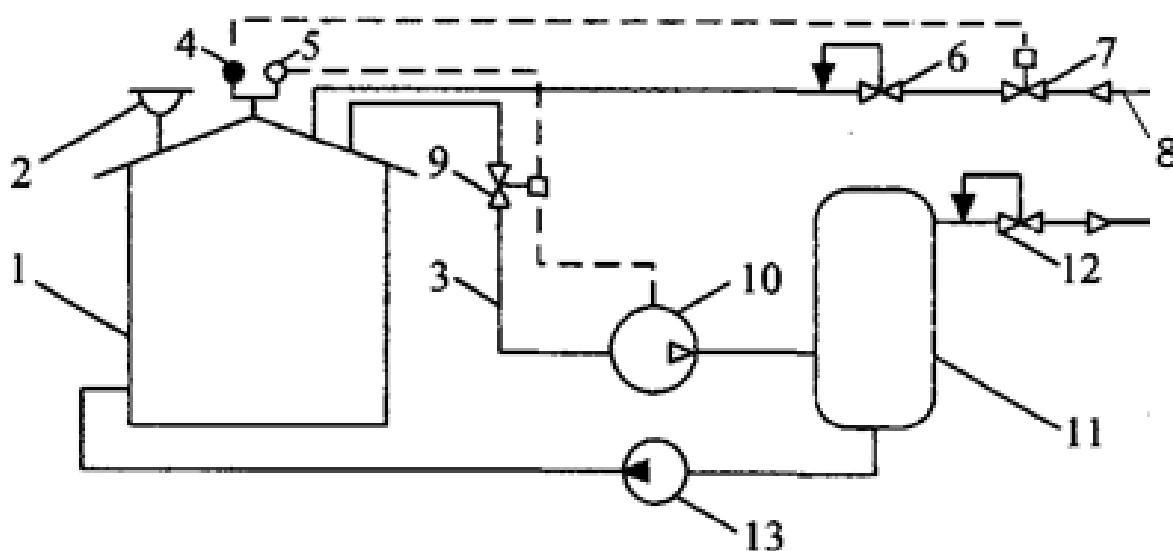
Регенерація другого адсорбера здійснюється шляхом продувки активованого вугілля повітрям (air purge) та відсмоктуванням парів вуглеводнів вакуумним насосом (dry vacuum pump).

Вакуумний насос подає збагачену вуглеводнями ППС в абсорбер (absorber), в якому вуглеводні поглинаються стікаючим вниз по колоні нафтопродуктом. Бідна на вуглеводні ППС подається назад на працюючий адсорбер. Для повернення нафтопродукту в резервуар (storage tank) та подачі його на абсорбер використовуються насоси відповідно rich absorbent return pump та lean absorbent

supply pump. Слід зазначити, що дану схему лише умовно можна назвати адсорбційно-абсорбційною, оскільки ефект очищення визначається апаратом одного типу – адсорбером, тоді як абсорбер служить для регенерації адсорберу.

Досвід експлуатації адсорберів в ООО "Транснефть – Козьмино" вказує на значне зменшення їх поглинаючих можливостей в процесі експлуатації [35].

Стиснення пароповітряної суміші за допомогою компресорів є небезпечним, оскільки це може призвести до вибуху й пожежі. З цієї причини на рис. 1.10, 1.11 показані принципові схеми компресорних систем УЛФ, в яких виключається потрапляння повітря в ГП резервуарів при зниженні тиску в ньому.



1 – резервуар з нафтою (нафтопродуктом); 2 – дихальний клапан; 3 – газова обв’язка; 4 – датчик вакууму; 5 – датчик тиску; 6 – регулятор тиску типу «після себе»; 7, 9 – запірні клапани; 8 – газопровід; 10 – компресор; 11 – ємність; 12 – регулятор тиску типу «до себе»; 13 – насос

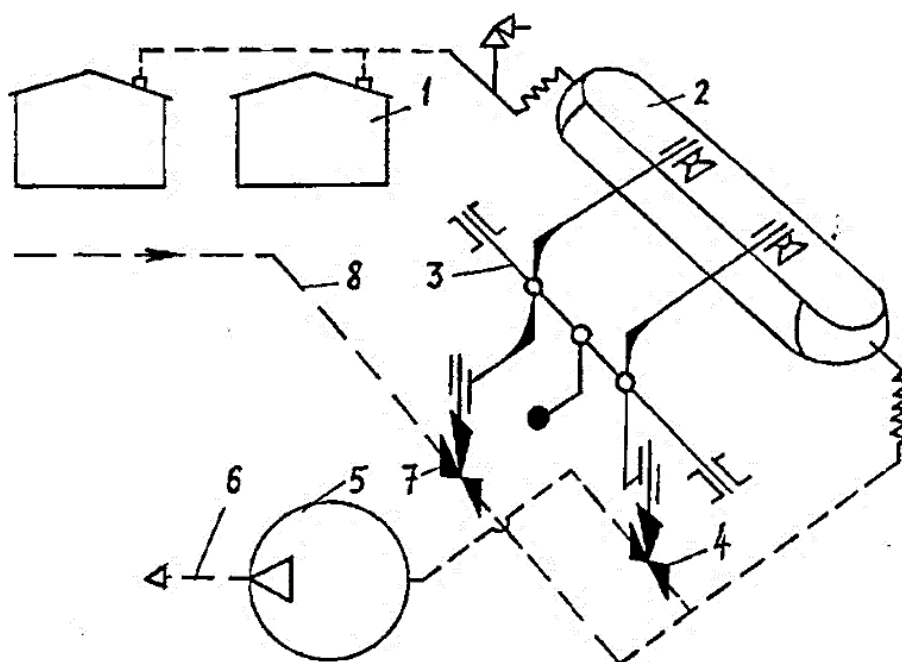
Рисунок 1.10 – Компресорна система УЛФ розімкненого типу (з підживленням вуглеводневим газом) [23]

У першому випадку (рис. 1.10) це досягається тим, що в ГП подається вуглеводневий газ зі спеціального газопроводу 8. При створенні в ГП вакууму близько 100 Па за сигналом датчика вакууму 4 відкривається клапан 7 і через регулятор тиску 6 типу «після себе» вуглеводневий газ надходить в резервуар 1. Подача газу припиняється при підвищенні тиску до атмосферного по сигналу того ж датчика закриттям клапана 7.

При підвищенні надлишкового тиску в ГП резервуару 1 до 1000 Па за сигналом датчика тиску 5 відкривається клапан 9 і включається компресор 10.

При стисненні частина вуглеводнів з газової суміші конденсується. Конденсат відділяється в ємності 11 і потім повертається в резервуар 1 насосом 13. Не сконденсовані вуглеводні через регулятор тиску 12 типу «до себе» подаються в газопровід 8. За аналогічною схемою виконана система уловлювання легких фракцій, запропонована фірмою «Philips petroleum» (США).

Подібні системи УЛФ застосовуються на нафтових промислах, де завжди є газопроводи для транспортування попутного нафтового газу. У зв'язку з тим, що вуглеводневий газ, що відсмоктується із резервуара в газопровід, назад не повертається, система, схема якої наведена на рис. 1.11, називається компресорною системою УЛФ розімкненого типу.



1 – резервуар; 2 – газгольдер; 3 – балансовий механізм; 4, 7 – запірні клапани; 5 – турбогазодувка; 6 – підвідний газопровід промислової компресорної станції; 8 – напірний газопровід

Рисунок 1.11 – Компресорна система УЛФ інституту «Башнафтопроект» [23]

Прикладом подібної системи є автоматизована система герметизації резервуарних парків промислів, запропонована в інституті «REACHLaw», розрахована на використання турбогазодувок (рис. 1.11). Залежно від тиску в ГП легкі фракції нафти переходять з резервуара в резервуар або через трубопровід газовирівнюючої сис-

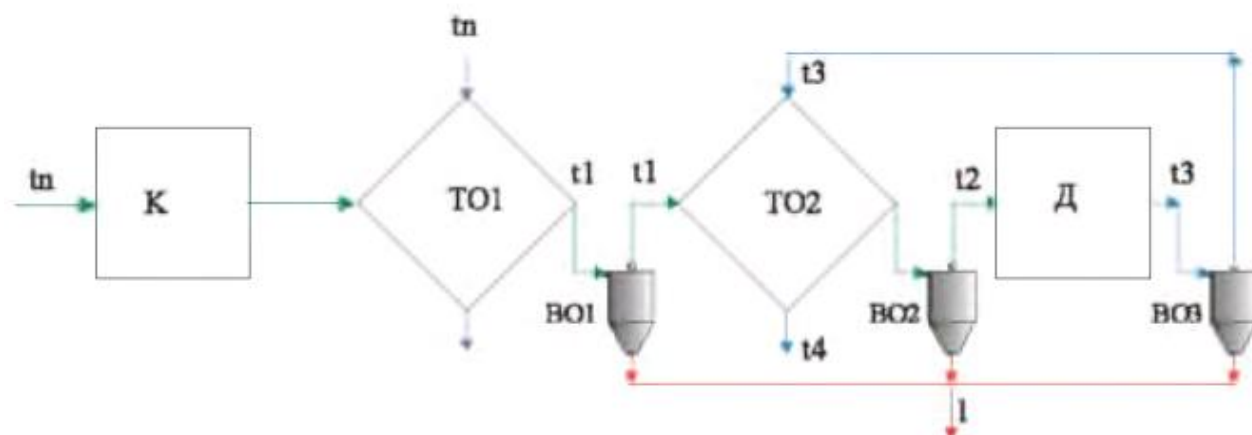
теми в «м'який» газгольдер 2. При наповненні газгольдера піднімається його верхня частина, яка шарнірно пов'язана з балансирним механізмом 3. При певному положенні балансирного механізму відкривається клапан 4 відбору газу з газгольдера і газ надходить на прийом турбогазодувки 5. Турбогазодувка компримує газ і подає його в газову мережу промислової компресорної станції через газопровід 6.

При розташуванні в ГП резервуарів в них під надлишковим тиском 200 Па надходить газ з «м'якого» газгольдера, при цьому верхня частина газгольдера та пов'язаний з ним балансовий механізм опускаються. Якщо запасів газу в газгольдері недостатньо, то відкривається клапан 7 випуску газу з напірного газопроводу 8 або кінцевої сепараційної установки в «м'який» газгольдер. Пуск турбогазодувки проводиться автоматично з одночасним відкриттям клапана 4 за допомогою сигнального пристрою, який встановлений на балансирному механізмі. Газгольдер розрахований на максимальний надлишковий тиск 2000 Па.

Застосування компресорних систем УЛФ доцільно за великих витрат паропо-вітряної суміші. ККД компресорів і тиск, що ними розвивається, є досить високими. Разом з тим застосування поршневих компресорів вимагає значних капітальних витрат, а гвинтові компресори не завжди мають достатню експлуатаційну надійність. Крім того, в компресорних системах УЛФ компримування парів призводить до підвищення їх температури, що вимагає обов'язкового охолодження парів з метою забезпечення конденсації вуглеводнів. Для забезпечення безпечної роботи компресорів необхідно запобігти попаданню повітря в ГП резервуарів. Охолодження парів і створення їх запасів для подальшого заповнення ГП вимагають додаткових витрат.

Перспективним методом компресійного вловлювання стосовно до резервуарних парків нафтобаз зі значним вантажообігом представляється система УЛФ на базі компресорно-детандерного агрегату (КДА) [36,37] (рис. 1.12).

Після стискання в компресорі К ППС послідовно охолоджується в повітряному холодильнику $ТО_1$ та низькотемпературному холодильнику $ТО_2$.



К – компресор; t_n – температура ППС на вході в компресор; $ТО_1$ – холодильник компресора; $ТО_2$ – низькотемпературний холодильник; $ВО_1, ВО_2, ВО_3$ – вологовідділювач після компресорного холодильника, низькотемпературного холодильника та після детандера відповідно; t_1, t_2 – температура ППС після холодильника компресора та після низькотемпературного холодильника відповідно; Д – детандер; t_3 – температура ППС після детандера; t_4 – температура ППС, що викидається в атмосферу; 1 – магістралі для зливання конденсату

Рисунок 1.12 – Схема компресорно-детандерного агрегату

В якості охолоджуючого середовища в теплообміннику $ТО_2$ використовується зворотний потік холодного очищеного повітря, який виконав роботу в детандері Д. Автори повідомляють про ефективність уловлювання до 98% [38].

Когут В.О., Хмельнюк М.Г., Бутовський Є.Д пропонують конденсаційний метод вловлювання парів бензину з використанням термоконденсатора-ежектора (рис. 1.13) [39]. Конденсація відбувається при контакті ППС з газифікованим азотом, що подається в робочу зону апарату за допомогою спеціального пристрою [40].

Для перевірки гіпотези про можливість застосування даної технології її автори провели експериментальні дослідження на спроектованому стенді.

Експериментальні дослідження показали, що можлива повна конденсація парів вуглеводнів.

Слід зазначити, що досвід експлуатації подібних конденсаційних систем УЛФ з використанням рідкого азоту [41] стосовно до автозаправних станцій у м. Москва вказує на значні експлуатаційні витрати, пов'язані з придбанням та дос-

тавкою рідкого азоту [30].

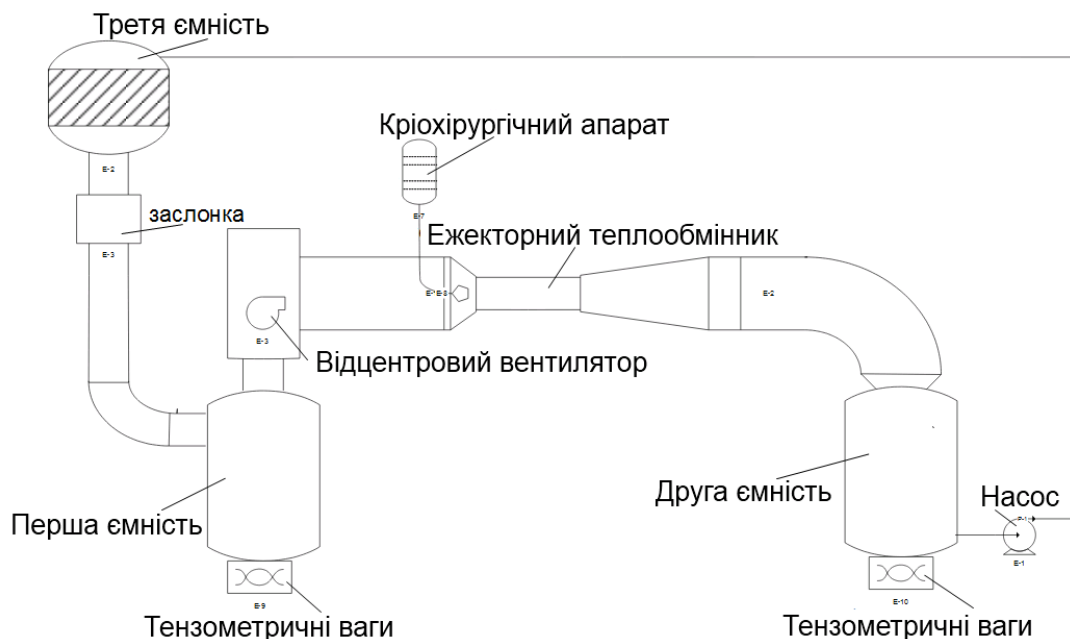


Рисунок 1.13 – Експериментальний стенд холодильної системи конденсації вуглеводнів в потоці [42]

До конденсаційних систем помилково відносять системи, які здійснюють охолодження парогазової суміші безпосередньо всередині резервуара. Такі технічні рішення слід розглядати як один із способів зменшення температури пароповітряної суміші і відповідно зменшення концентрації парів вуглеводнів в газовому просторі резервуара.

В патенті [43] пропонується на даху резервуара встановлювати оригінальний дихальний клапан, що складається з двох співвісних корпусів. Всередині клапана розташовується ємність з рідиною, яка має криогенну температуру. Пари вуглеводнів змішуються з холодними парами рідини і конденсуються. Конденсат з клапана стікає в резервуар, туди ж надходять пари криогенної рідини. У атмосфері пари не викидаються.

Багато пристроїв, які пропонуються на базі конденсаційного способу забезпечені теплообмінниками рекуперативного типу [44–48]. В таких пристроях холодне робоче середовище – холодильний агент або проміжний холодоносій і парогазова суміш зі стікаючими плівками і струминками конденсату розділені

стілкою.

Суттєвим недоліком такої конструктивної організації конденсаційного способу коли стікаючий конденсат контактує з парогазовою сумішшю є порівняно висока ймовірність виникнення пожежі та вибуху. При русі плівок, струменів, потоків вуглеводневих рідин з градієнтом швидкостей в перерізі потоку виникає статична різниця електричних потенціалів. Значення такої різниці може доходити до 35 000 В [49]. Періодично в рідині можуть виникати електричні дугові розряди. Значна частина енергії розрядів витрачається на створення теплового випромінювання. Вихідна парогазова суміш містить значну кількість повітря з киснем. Виникають умови, при яких парогазова суміш може запалати далеко від поверхні рідини при мінусових температурах. Наприклад, низьке значення температури спалаху парів бензину марки А-95 становить мінус 37 °С.

Парогазова суміш, що відходить практично завжди містить пари води. Намерзання цих парів на холодній поверхні рекуперативного теплообмінника призводить до утворення снігової шуби і відповідно до збільшення термічного опору теплопередачі. Це є другим недоліком. При цьому погіршується процес конденсації вуглеводнів і погіршується гідродинамічна обстановка в апараті – його негативний протитиск оцінюється в 100 Па.

Площа поверхні стінки, яка розділяє потік робочої рідини від потоку парогазової суміші фіксована. Ця поверхня є поверхнею теплообміну. При необхідності зміни площі теплообміну слід зменшувати або збільшувати кількість теплообмінних секцій, що явно незручно. Необхідно зупиняти технологічний процес конденсації парів. Це третій недолік.

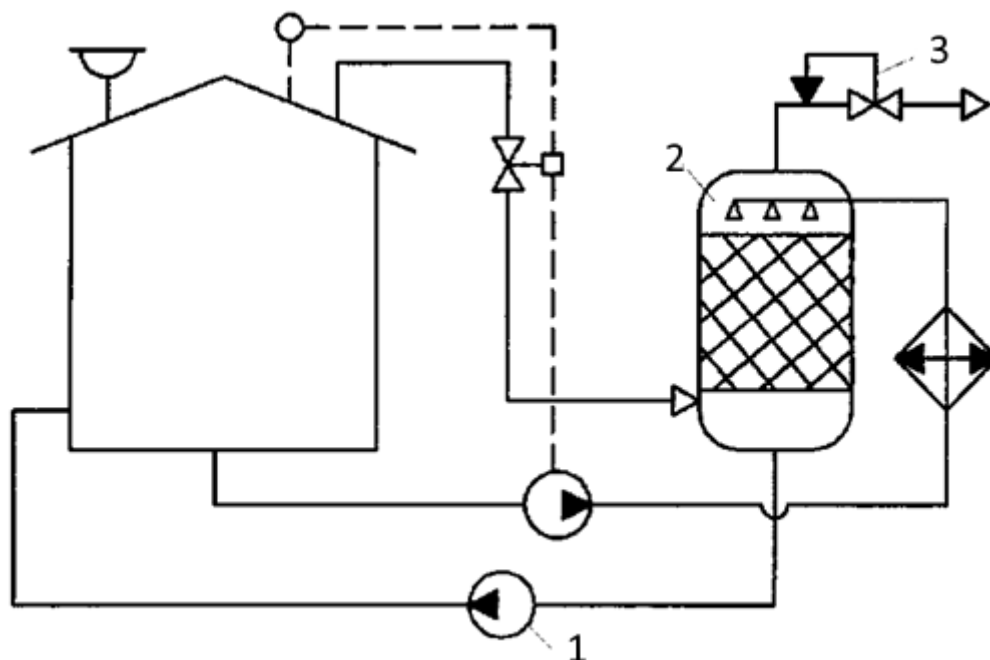
Для ефективного процесу конденсації парів необхідна велика площа контакту фаз. Ця умова вимагає великої площі стінки, що розділяє теплоносії, і відповідно її великих габаритів, великої матеріаломісткості і значної вартості теплообмінника-конденсатора. Це четвертий недолік.

Наприклад, в патенті [44] розглядається резервуар, на даху якого монтується пристрій з каналами для проходження парогазової суміші з резервуара. Зовнішня поверхня каналів зрошується водою для пониження її температури до температури

ри мокрого термометра довкілля. Передбачається, що в каналах відбувається конденсація пари за рахунок теплообміну, а конденсат, що утворюється, стікає в резервуар у протитечію парогазової суміші.

В патенті [45] пропонується на даху резервуара установити пристрій, основним елементом якого є пластинчатий теплообмінник. В одних каналах теплообмінника рухається парогазовий потік, що конденсується, і конденсат, а в інших каналах холодильний агент. Конденсація пари відбувається при мінусових температурах. Конденсат відводиться під рівень нафтопродукту в резервуарі.

Найбільш близьким до конденсаційної системи УЛФ з ежекційним пристроєм, є технічне рішення, яке описане у статті Іванова О.А. і Беляєвої З.Г. [7]. Система конденсаційно-сорбційного уловлювання парів включає резервуар з бензином, дихальний клапан, газову обв'язку, датчики тиску, відсічний клапани, абсорбер, насоси і холодильник, регулятор тиску типу «до себе». В якості контактного апарату пропонується використовувати абсорбер з насадкою з керамічних кілець Рашига розміром 50x50x25 мм (рис. 1.14).



1 – насос; 2 – абсорбер; 3 – регулятор тиску «до себе»

Рисунок 1.14 – Конденсаційно-абсорбційна система УЛФ [7]

Вузли і елементи системи сполучені між собою таким чином. Резервуар укомплектований серійним штатним дихальним клапаном, який розташований на

його даху. Газове обв'язування є трубопроводом з регулюючою арматурою. Трубопровід одним кінцем приєднаний до окремого патрубку газового простору резервуару, а іншим – до нижньої частини абсорбера. До верхньої частини абсорбера приєднаний трубопровід з регулятором тиску "до себе" для видалення компонентів пароповітряної суміші, що не сконденсувалися. У нижній частині резервуара підключений трубопровід для відбирання з нього нафтопродукту насосом. Цей насос сполучений напірним трубопроводом з холодильником. Після холодильника є трубопровід подання холодного нафтопродукту на розподільник рідини, розташований у верхній частині абсорбера. До нижньої частини абсорбера підключений трубопровід зливу нафтопродукту. Цей трубопровід сполучений зі всмоктуючим патрубком насоса. Нагнітальний патрубок насоса сполучений трубопроводом з нижньою частиною резервуару. Відома система конденсаційно-сорбційного уловлювання легких фракцій нафтопродуктів забезпечена системою автоматики для виміру тиску парогазової суміші в резервуарі датчиком і управління роботою відсічного клапана і насоса.

Спосіб роботи системи конденсаційно-сорбційного уловлювання парів здійснюється наступним чином. При тиску меншим на 10 % спрацьовування дихального клапана датчик тиску дає команду на відкриття відсічного клапана. Пароповітряна суміш з резервуара по газовій обв'язки подається в нижню частину абсорбера. Далі пароповітряна суміш проходить знизу вгору через насадку абсорбера, яка зрошується холодним бензином. Пари води та вуглеводнів із суміші конденсуються і частково абсорбуються. На виході з абсорбера концентрація парів вуглеводнів має задане значення з неконденсованим повітрям викидається в атмосферу через регулятор тиску типу «до себе». Пароповітряна суміш знаходиться в абсорбері під абсолютним тиском від 0,12 до 0,2 МПа.

Одночасно з відкриттям відсічного клапану у роботу включається насос, який подає бензин з резервуару в холодильник. Охолоджений бензин потім надходить у верхню частину абсорбера для зрошення насадочних кілець. Під дією сили тяжіння бензин стікає по нерегулярній поверхні насадки в нижню частину абсорбера. При цьому на поверхні рідини конденсуються і абсорбуються пари. З

нижньої частини абсорбера другий насос подає бензин з конденсатом, який утворився, в резервуар. Цикл замикається.

До недоліків системи конденсаційно-сорбційного уловлювання парів можна віднести наступні:

- можливе виникнення статичної електрики в рухомому потоці бензину, як при русі в трубі, так і при стіканні бензину в абсорбері з подальшим дуговим розрядом, що підвищує ймовірність займання парогазової суміші;

- фіксована поверхня кілець Рашига не дозволяє регулювати зміну поверхні контакту фаз в широкому діапазоні;

- зрошуваний насадок з кілець характеризується гідравлічним опором у сотні Па;

- конденсація і абсорбція парів вуглеводнів і водяних парів рідким холодним бензином змінює його якість, що в кінцевому результаті призводить до необхідності його переробки;

- система конденсаційно-сорбційного уловлювання парів працює під надлишковим тиском 0,2 – 1,0 бар;

- насадка – кільця Рашига матеріаломісткі.

1.4 Опис системи конденсаційного вловлювання парів нафтопродуктів з ежекційним пристроєм

Вирішено задачу створення конденсаційної системи УЛФ з ежекційним пристроєм [21], в якій:

- не можливе виникнення статичної електрики в рухомому потоці рідини з подальшим дуговим розрядом, що підвищує ймовірність безпеки використання парогазової суміші;

- поверхня контакту фаз в апараті повинна бути регульованою в широкому діапазоні без зупинки роботи утилізаційної системи;

- гідравлічний опір (протитиск) газової обв'язки повинен компенсуватися ефектом ежекції апарату контактного типу;

- конденсат парів вуглеводнів не повинен змішуватися з нафтопродук-

том який зберігається;

– система конденсаційного уловлювання парів повинна працювати при тиску, який практично дорівнюється атмосферному;

– контактний апарат повинен працювати без насадки для зменшення його матеріаломісткості;

Поставлена задача вирішена в конденсаційній системі уловлювання парів нафтопродуктів, що відходять, що містить сполучені між собою технологічними трубопроводами резервуар з дихальним клапаном, газову обв'язку, датчик тиску, відсічний клапан, контактний апарат, холодильник і насос, тим що, на відміну від прототипу, вона додатково містить окрему збірну ємність – відстійник і ємність для конденсату. Як контактний апарат система містить ежекційний апарат контактного типу розімкнутий на атмосферу.

Система конденсаційного уловлювання парів вуглеводнів, що відходять (рис. 1.15), включає сполучені між собою резервуар 1 з дихальним клапаном 4; газову обв'язку з відсічним клапаном 3, яка сполучає газовий простір резервуару 1 з ежекційним конденсатором контактного типу 6; датчик тиску 2 - для вимірювання тиску в парогазовому просторі резервуару 1, вихідні сигнали якого управляють відсічним клапаном 3 і насосом 11. Ежекційний конденсатор контактного типу 6 у нижній частині сполучений трубопроводом самозливу з ємністю-відстійником 7. У верхній частині ємність-відстійник 7 сполучена трубопроводом переливу з ємністю конденсату 8, а у нижній частині вона сполучена трубопроводом самозливу з ємністю 10 для холодного розсолу. Трубопровід самозливу забезпечений запірною-регулюючою арматурою 13; у ємності 10 - для холодного розсолу, розташований випарник холодильника 9. Ємність 10 сполучена всмоктуючим трубопроводом з насосом 11. Напірний трубопровід з запірною-регулюючою арматурою 12 сполучає насос 11 і ежекційний конденсатор контактного типу 6. На напірному трубопроводі перед ежекційним конденсатором контактного типу 6 встановлений манометр 5.

Система конденсаційного уловлювання парів працює наступним чином.

При великих і малих диханнях резервуару 1 в ньому підвищується тиск па-

рогазової суміші. При тиску трохи меншому спрацьовування дихального клапана 4 датчик тиску 2 дає команду на відкриття відсічного клапана 3. ППС з резервуару по газовій обв'язці подається на вхідний патрубок 18 ежекційного конденсатора контактної типу 6.

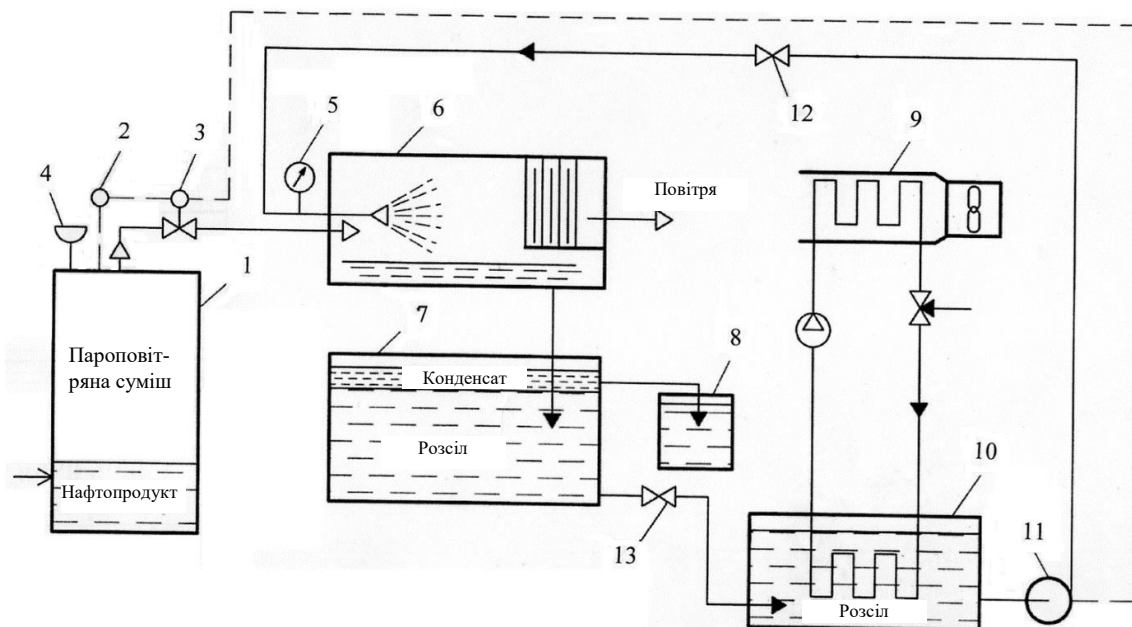


Рисунок 1.15 – Конденсаційна система уловлювання парів нафтопродуктів з використанням ежекційного пристрою [22]

Далі ППС проходить горизонтально крізь робочу зону ежекційного конденсатора контактної типу 6, крізь його краплеуловлювач і викидається в атмосферу через вихідний патрубок. В робочій зоні ежекційного конденсатора контактної типу 6 форсунка створює факел дрібних крапель з холодного розсолу. Пари води та вуглеводнів із суміші конденсуються на краплях та плівках, які стікають по поверхням стінок корпусу ежекційного конденсатора контактної типу 6 та поверхням краплеуловлювача жалюзійного типу. На виході з ежекційного конденсатора контактної типу 6 концентрація парів вуглеводнів має задане значення і з неконденсованим повітрям викидається в атмосферу. ППС знаходиться в ежекційному конденсаторі контактної типу 6 під тиском, який близький до атмосферного.

При роботі ежекційного апарату 6 створюється ефект ежекції ППС в газо-

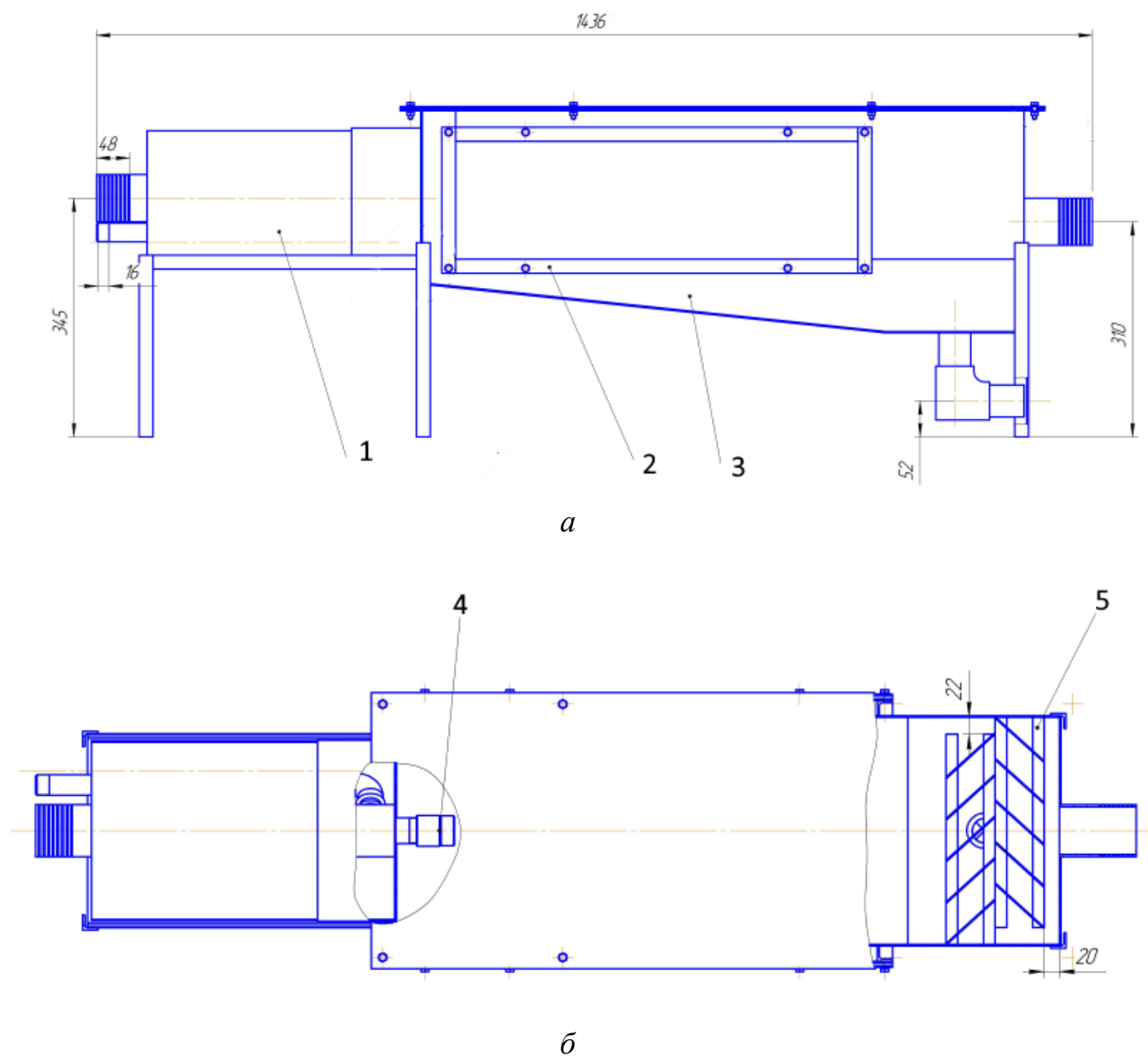
вій обв'язці, тому не має негативного протитиску руху ППС.

Одночасно з відкриттям відсічного клапану 3 у роботу включається насос 11, який подає холодний розсіл з ємності 10 на форсунку ежекційного конденсатора контактного типу 6. Під дією перепаду тисків рідини на форсунці створюється в об'ємі робочої зони ежекційного конденсатора контактного типу 6 факел з крапель рідини. Чим більше перепад тиску, тим більше крапель меншого діаметру і більша поверхня контакту фаз між рідиною і ППС, що добре. Перепад тисків на форсунці регулюється в широкому діапазоні навантажень за допомогою арматури і контролюється по манометру 5. При цьому на поверхні рідини конденсуються пари вуглеводнів і води. Конденсат із парів вуглеводнів та розсіл являють собою рідини, які не змішуються, тому легко розділяються. Конденсат з парів води розчиняється в розсолі, при цьому незначно для практики зменшуючи концентрацію солі. На виході парогазового і рідинного потоків з робочої зони ежекційного конденсатора контактного типу 6 установлений краплеуловлювач жалюзійного типу. В краплеуловлювачі жалюзійного типу відбувається відділення рідкої і газової фаз одна від одної, а також на поверхнях жалюзі краплеуловлювача додатково утворюється конденсат з парогазової суміші. Рідина і конденсат стікають під дією сили тяжіння в піддон ежекційного конденсатора контактного типу 6. Далі суміш розсолу з конденсатом самопливом стікають в ємність-відстійник 7, де відбувається їх остаточне розділення на чистий розсіл і газовий бензин. Густина розсолу 1050 кг/м^3 , а густина конденсату-газового бензину орієнтовно 730 кг/м^3 . Газовий бензин являє собою суміш гексану, гептану і пентану. Конденсат з верхньої частини ємності 7 видаляється в ємність 8, звідки направляється на переробку або на споживання в якості готового продукту. При цьому нафтопродукт в резервуарі не забруднюється. Розсіл з ємності 7 самопливом для подальшого охолодження надходить у ємність 10, в якій розташований випарник холодильника 9. Арматура 13 дозволяє регулювати рівень рідини у ємності 7. Цикл замикається.

1.5 Конструкція ежекційного апарату

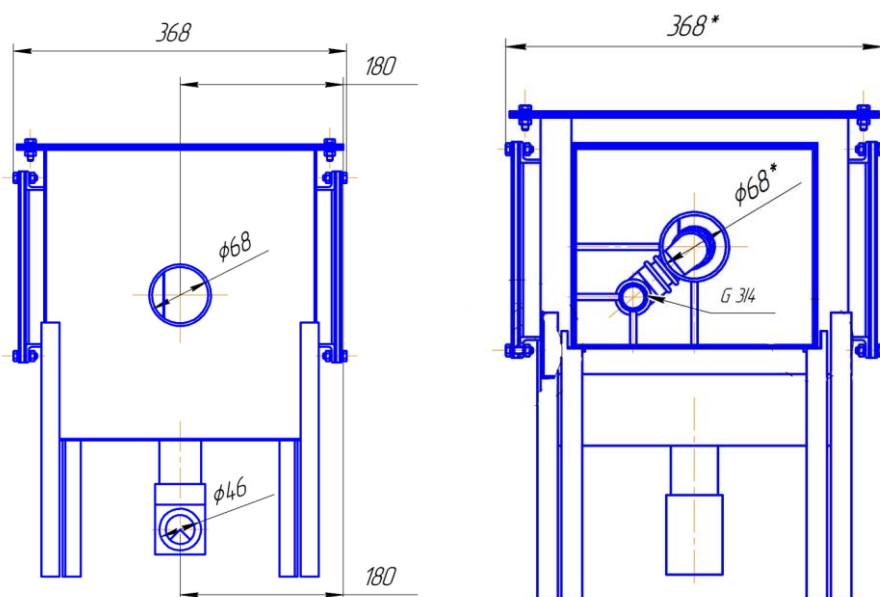
Ежекційний конденсатор контактного типу 6 (рис. 1.16 - 1.18) включає:

краплеуловлювач жалюзійного типу 5 (рис. 1.16); піддон корпусу 3 (рис. 1.16); вхідний пристрій 5 (рис. 1.18); корпус 3 (рис. 1.16); вхідний патрубок для парогазової суміші 8 (рис. 1.18); вихідний патрубок для парогазової суміші 4 (рис. 1.18); вхідний патрубок для холодного розсолу 7 (рис. 1.18); вихідний патрубок для зливання розсолу з конденсатом 3 (рис. 1.18); форсунку 4 (рис. 1.16).



a – вид спереду; *б* – вид зверху

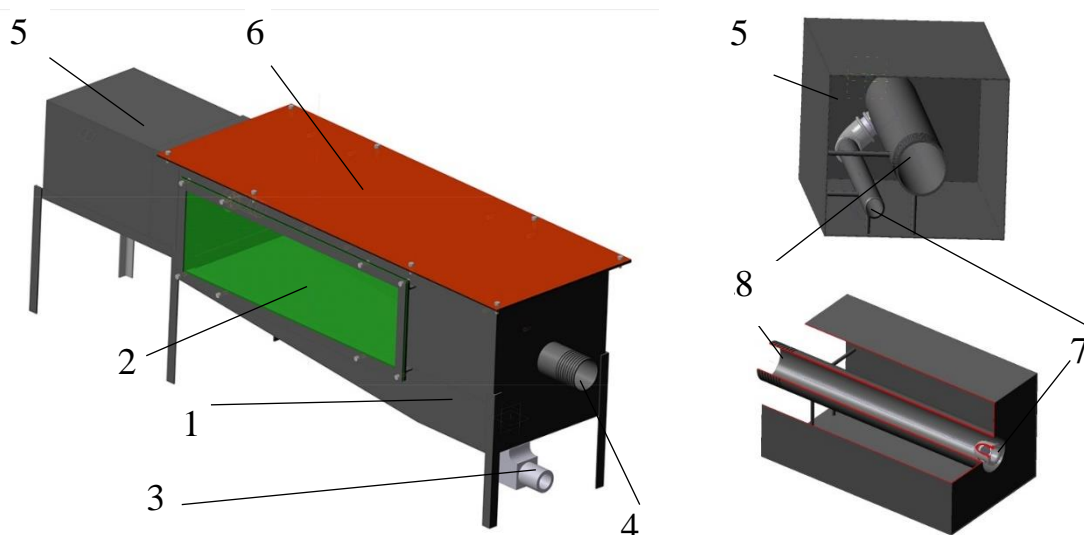
Рисунок 1.16 – Конденсатор парів вуглеводнів ежекційного типу



а)

б)

Рисунок 1.17 – Вид зліва (а) і зправа (б) ежекційного апарату



1 – корпус; 2 – смотрове вікно; 3 – вихід розсолу; 4 – вихід ППС; 5 – вхідний пристрій; 6 – кришка; 7 – трубопровід подачі розсолу; 8 – трубопровід подачі ППС

Рисунок 1.18 – Тривимірний моделювання ежекційного апарату

Запропонований теплообмінний апарат має наступні переваги перед рекуперативними теплообмінниками:

– не можливе виникнення статичної електрики в рухомому потоці розсолу з подальшим виникненням дугового розряду, що підвищує ймовірність безпеки використання парогазової суміші;

– у ежекційному конденсаторі контактного типу не має фіксованої поверхні контакту фаз, а є поверхня, яка створюється залежно від навантажень робочих потоків і яка регулюється в широкому діапазоні;

– у ежекційному конденсаторі контактного типу не має зрощуваного насадка з кілець, який характеризується гідравлічним опором у сотні Па;

– запропонована система працює при тиску близькому до атмосферного тому, що не має регулятора тиску типу «до себе», який приводить до того, що система працює під надлишковим тиском 0,2 – 1,0 бар;

– відсутність насадки в ежекційному конденсаторі контактного типу зменшує матеріаломісткість системи.

Позитивні ефекти, які досягаються при реалізації запропонованої конденсаційної системи уловлювання парів нафтопродуктів з парогазових потоків, що відходять, повністю відповідають поставленим цілям.

Варто привести **показники**, по яким можна оцінити пожежовибухонебезпеку існуючих систем і засобів зменшення втрат нафтопродуктів від випаровування. Пароповітряна суміш з резервуарів з нафтою і нафтопродуктами є пожежовибухонебезпечною. Вона має нижню і верхню концентраційну межу поширення полум'я. Поза цими межами суміш вважається негорючою.

При вловлюванні парів вуглеводнів концентрація їх змінюється і може знаходитися всередині вищої і нижчої концентраційної межі поширення.

На відміну від інших способів УЛФ наявність джерела запалювання безпосередньо в такій пароповітряній суміші не призведе до пожежі і вибуху. У факелі є велика кількість крапель і струмків води в пароповітряній суміші. Наявність їх в об'ємі горіння призводить до зупинки процесу горіння з джерелом запалювання. Вода є вогнегасною речовиною. Робоча зона факельної конденсації парів вуглеводнів характеризується великою швидкістю відведення тепла за рахунок великої поверхні тепловідведення при зіткненні зони реакції з холодним розсоллом. Відбувається фактичне гальмування реакції горіння за рахунок охолодження палаючих парів і перемішування їх з холодним розсоллом.

У відомих способах уловлювання парів нафтопродуктів при внесенні дже-

рела запалювання в пароповітряну суміш з межею займання призведе до вибуху або пожежі.

Щодо технічної реалізації запропонованого методу вловлювання на АЗС, то в наш час CaCl_2 продається в якості будівельного матеріалу. Вартість мішка вагою 30 кг становить 15 доларів. За зовнішнім виглядом нагадує великий пісок. Для приготування одного літра розсолу витрачається орієнтовно 250 грам CaCl_2 . Така концентрація забезпечує температуру замерзання розсолу мінус $-31\text{ }^\circ\text{C}$. При великій концентрації - 300 грам CaCl_2 в літрі води температура замерзання розсолу мінус $55\text{ }^\circ\text{C}$. Приготований розсіл зберігається в ємності і з часом не псується. Компактна холодильна установка холодопродуктивністю $1 \div 2$ кВт, насос з витратою до $2\text{ м}^3/\text{год}$ і ємність з розсолом і випарником можуть бути встановлені далеко від резервуарів. Наприклад, в будівлі АЗС або поза будівлею під укриттям. Ежекційний апарат встановлюють поруч з резервуарами або прямо над ними. Ємність для збору розсолу з конденсатом вуглеводнів може бути встановлена поруч з апаратом або поруч з холодильною установкою. Необхідно забезпечити самозливання розсолу з апарату в збірну ємність. Всі елементи системи теплоізолювані і з'єднуються теплоізолюваними трубопроводами. Одна система може бути використана для уловлювання парів від декількох резервуарів. Орієнтовна кількість розсолу в системі $300 \div 500$ літрів.

Утворений конденсат вуглеводнів доцільно відправити на переробку або використовувати для інших цілей. Якщо якість конденсату відповідає сертифікату палива, то його можна продавати.

1.6 Конкретизація задач досліджень

При транспортуванні і зберіганні нафти і нафтопродуктів виникає необхідність застосування систем для зменшення втрат парів легких фракцій нафти і нафтопродуктів, які утворюються внаслідок випаровування рідини, підвищення показників пожежо-вибухонебезпеки обладнання в системі утилізації парів, спрощення регулювання площі поверхні для проведення процесів тепломасообміну, зниження матеріаломісткості устаткування.

У попередніх підрозділах показано, що потрібні характеристики можуть бути досягнені шляхом впровадження конденсаційної системи УЛФ з ежекційним пристроєм. Втім, впровадженню зазначеної системи заважає недостатній розвиток теоретичних основ розрахунку ежекційних конденсаторів парів нафтопродуктів з метою прогнозування параметрів його роботи, вибору оптимальної конструкції і режимів експлуатації. Це пояснюється складною гідродинамічною картиною і картиною тепломасообміну. Спостерігається рухома змінна поверхня контакту фаз. Одночасно з пароповітряної суміші конденсуються пари декількох вуглеводнів і водяні пари у присутності повітря, що не конденсується. Утворюються рідини, які не змішуються. Парціальний тиск парів у поверхні рідини і температура конденсації зменшуються по ходу робочих потоків. Пароповітряна суміш вимушено витісняється з резервуару для зберігання бензина при його заповненні. Ежекційний ефект, який створює факел розпилу, доповнює вимушену конвекцію.

Метою роботи є розробка фізико-технічних основ конденсаційного методу уловлювання легких фракцій нафти і нафтопродуктів з використанням ежекційного пристрою. Для її досягнення вирішувались наступні завдання:

1. Проведення теоретичних досліджень гідродинаміки горизонтального газорідинного факелу, визначення впливу напрямку факелу (горизонтального або вертикального) на його форму і швидкість крапель.
2. Визначення шляхом математичного моделювання гідравлічної характеристики ежекційного апарату та дослідження впливу ежекційного ефекту на параметри нестационарного процесу зливання нафтопродукту в підземний резервуар АЗС.
3. Теоретичне дослідження процесів тепломасообміну з метою вивчення впливу вихідних умов на основні показники роботи апарату та отримання рекомендацій, які забезпечують розрахунок і конструювання ежекційних апаратів для даних систем УЛФ;
4. Розробка інженерної методики теплового розрахунку ежекційного апарату, що узагальнює отримані експериментальні дані.
5. Техніко-економічний аналіз впровадження конденсаційної системи УЛФ з ежекційним пристроєм на об'єкті нафтопродуктозабезпечення.

Висновок по першому розділу

На сьогоднішній день представлений широкий вибір засобів скорочення втрат від випаровування, починаючи від відносно дешевих, але менш ефективних дисків-відбивачів, газових обв'язок, газовирівнюючих систем, і закінчуючи високоєфективними, але дорогими і технологічно складними системами на основі фізичних процесів конденсації, абсорбції, адсорбції, компримування. Огляд і аналіз відомих засобів і систем скорочення втрат нафтопродуктів від випаровування дозволив зробити наступні висновки:

1. Застосування понтонів і плаваючих покрівель дозволяє суттєво скоротити втрати нафтопродуктів за рахунок зменшення площі випаровування, проте їх експлуатація пов'язана з підвищеною пожежною небезпекою і поганою ремонтпридатністю.

2. Просте з'єднання газових просторів резервуарів за допомогою газової обв'язки не дозволяє досягти значного скорочення втрат від випаровування, а різновид цього засобу – газовирівнювальна система, що передбачає газозбірник, характеризується високою матеріаломісткістю.

3. Існуючі системи на основі фізичних процесів конденсації, абсорбції, адсорбції і компримуванні дуже складні і можуть бути використанні лише в умовах значних обсягів пароповітряної суміші.

4. Запропонована велика кількість конденсаційних систем з рекуперативними теплообмінниками (кожухотрубні та пластинчасті) які мають наступні недоліки: підвищена пожежо- та вибухонебезпека, фіксована поверхня теплообміну, значний гідравлічний опір потоку ППС, висока матеріаломісткість, можливість утворення інею на стінках теплообмінника за рахунок конденсації водяних парів, що містяться в ППС.

2 МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ГІДРОДИНАМІКИ В ЕЖЕКЦІЙНОМУ АПАРАТІ

2.1 Рух одиночної краплі

Для опису гідродинамічної картини в ежекційному конденсаторі бензинових парів запропонований феноменологічний підхід. Даний підхід на основі мо-

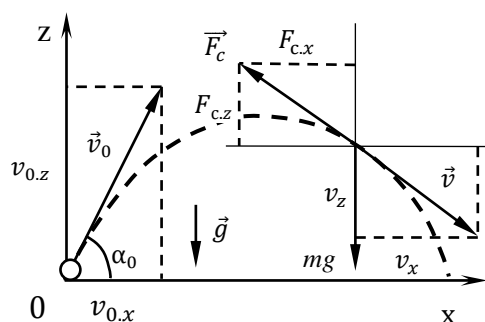


Рисунок 2.1 – До визначення траєкторії руху краплі

делі роздільної течії було використано в роботі [50] при виведенні математичної моделі гідродинаміки в прямоточному апараті з вертикальним напрямком факелу, а також в роботах [51–54] при виведенні двовимірних моделей. Нами запропонована змінена математична модель з урахуванням конструктивних особливостей апарату, в якому газорідинний факел направлений горизонтально. Напрямок факела має принципове значення, оскільки впливає як на склад математичного опису, так і на гідродинамічні характеристики. Основна відмінність гідродинаміки горизонтального факелу від гідродинаміки вертикального полягає у відмінності форми факелу і швидкості руху крапель. Дані відмінності можуть бути продемонстровані завдяки аналізу результатів рішення рівняння руху краплі.

Введемо прямокутну систему координат, як показано на рис. 2.1. У початковий момент часу крапля масою m знаходиться на початку координат. Вектор прискорення вільного падіння \vec{g} направлений вертикально вниз. Абсолютна швидкість краплі дорівнює \vec{v}_0 . Проекції \vec{v}_0 на координатні вісі x та z складають відповідно $v_{0,x} = v_0 \cos(\alpha)$, $v_{0,z} = v_0 \sin(\alpha)$. Початковий кут напрямку краплі дорівнює α_0 .

Відповідно до другого закону Ньютона запишемо рівняння руху краплі у векторній формі [55]:

$$m \frac{d\vec{v}}{dt} = \vec{F}, \quad (2.1)$$

де \vec{F} – рівнодіюча усіх сил, що діють на краплю. Оскільки на краплю діють сила тяжіння і сила опору повітря, то

$$m \frac{d\vec{v}}{dt} = m\vec{g} + \vec{F}_c, \quad (2.2)$$

де \vec{F}_c – сила опору.

Сила опору повітря протилежно спрямована з вектором швидкості, і її величина пропорційна квадрату швидкості:

$$\vec{F}_c = -k|\vec{v}|\vec{v}, \quad (2.3)$$

де k – коефіцієнт пропорційності.

Коефіцієнт k розраховується за формулою [56,57]:

$$k = \frac{C_s \pi r^2 \rho_\Gamma}{2}, \quad (2.4)$$

де C_s – коефіцієнт опору; r – радіус краплі; ρ_Γ – густина повітря.

Коефіцієнт опору в роботах [58,59] рекомендовано розраховувати за формулою В.Я. Рівкінда і Г.М. Рискіна [60]

$$C_s = \frac{\mu_\Gamma}{\mu_p + \mu_\Gamma} \left(\frac{\mu_p}{\mu_\Gamma} \left(\frac{24}{Re} + \frac{4}{Re^{0.33}} \right) + \frac{14.9}{Re^{0.73}} \right), \quad (2.5)$$

де μ_Γ , μ_p – коефіцієнт динамічної в'язкості повітря і краплі відповідно; Re – число Рейнольдса.

Рівняння (2.2) в проекції на координатні вісі запишеться

$$\left\{ \begin{array}{l} \frac{dv_x}{dt} = -\frac{k}{m} \sqrt{v_x^2 + v_z^2} \cdot v_x \\ \frac{dv_z}{dt} = -g - \frac{k}{m} \sqrt{v_x^2 + v_z^2} \cdot v_z \\ \frac{dx}{dt} = v_x \\ \frac{dz}{dt} = v_z \end{array} \right. , \quad (2.6)$$

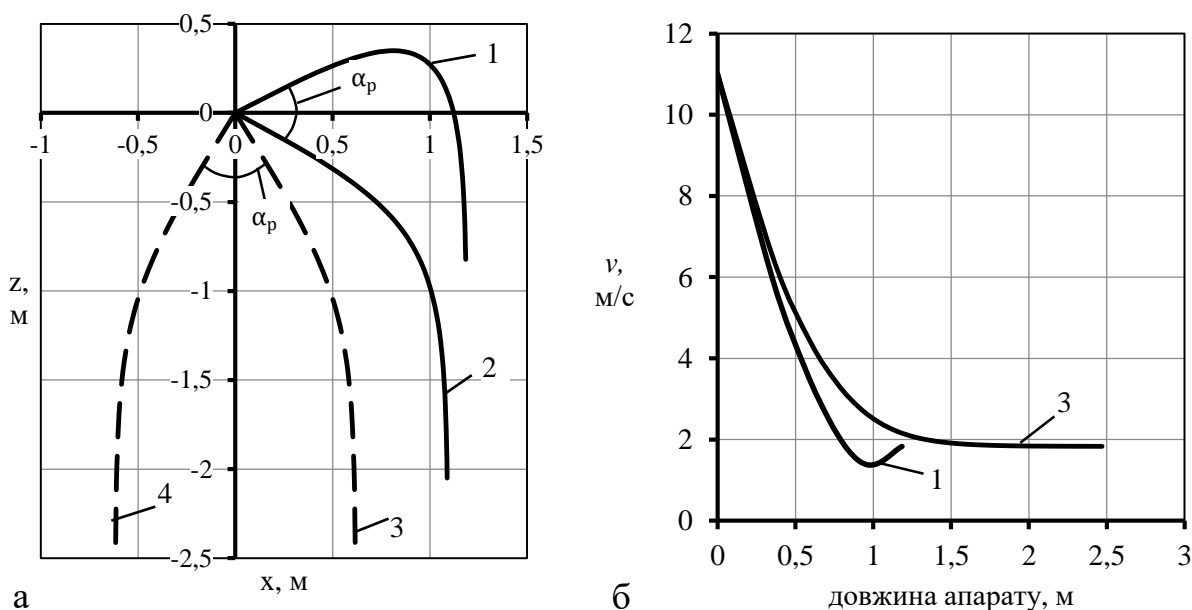
Це система диференціальних рівнянь, яку не вдається розв'язати у явному вигляді, тому необхідно застосовувати чисельне моделювання.

Початковими умовами будуть наступні:

$$\begin{cases} v_x(0) = v_0 \cos(\alpha_0) \\ v_z(0) = v_0 \sin(\alpha_0) \\ x(0) = x_0 \\ z(0) = z_0 \end{cases}, \quad (2.7)$$

де v_0 , x_0 , z_0 – відповідно швидкість, горизонтальна та вертикальна координата краплі у початковий момент часу.

Здійснюється моделювання руху краплі 25.7 % водного розчину хлористого кальцію. Нехай крапля кулястої форми з радіусом $r = 0.2$ мм рухається у повітряному середовищі без тепломасообміну при температурі 15 °С.



а – траєкторія руху краплі при різних кутах нахилу початкового вектора швидкості до осі x ; б – графік зміни абсолютної величини вектора швидкості краплі по довжині апарату; початковий кут нахилу вектора швидкості α_0 до осі x : 1 – 30°; 2 – -30°; 3 – -60°; 4 – -120°

Рисунок 2.2 – Параметри руху краплі розсолу

Система рівнянь (2.6) розв'язана методом Ейлера у математичному пакеті Mathcad (додаток Б). Початковими умовами прийняті наступні:

$$\begin{cases} v_x(0) = v_0 \cos(\alpha_0) \\ v_z(0) = v_0 \sin(\alpha_0) \\ x(0) = 0 \\ z(0) = 0 \end{cases},$$

де початкова швидкість краплі v_0 прийнята 11 м/с, при різних кутах α між вектором швидкості \vec{v}_0 та віссю x .

Результати розрахунку представлені на рис. 2.2.

На рис. 2.2, *а* представлені траєкторії руху крапель рідини при різних початкових кутах нахилу вектору швидкості. При однакових кутах розкриття $\alpha_p = 60^\circ$ криві 1 та 2 утворюють горизонтальний факел, а криві 3, 4 – вертикальний. З рисунку видно, що вертикальний факел є симетричним відносно осі z , тоді як горизонтальний не є симетричним відносно осі x .

Інша відмінність параметрів руху крапель горизонтального факелу від параметрів вертикального полягає у їх швидкості. Так, згідно з графіком на рис. 2.2, *б* швидкість крапель горизонтального факелу 1 дещо менша, ніж вертикального факелу 3.

Вказані відмінності мають бути враховані при побудові моделі гідродинаміки ежекційного апарату з горизонтальним факелом.

2.2 Дослідження гідродинаміки горизонтального вільного факелу

Вільним вважається такий факел рідини, який утворений при відсутності стінок апарату або при відсутності впливу стінок на його гідродинамічні характеристики. Побудова моделі гідродинаміки вільного факелу розглядається як один із етапів побудови математичної моделі факелу, який обмежений стінками апарату. Розгляд вільного факелу також важливий, оскільки дає інформацію про вплив різних факторів на його гідродинамічні характеристики.

Математична модель гідродинаміки вільного факелу складається відповідно до його фізичної моделі з урахуванням зроблених припущень. Загальний вигляд факелу представлений на рис. 2.3. Приймається з достатньою для практики точністю утворення факелу з точки, яка розташована на осі форсунки на відстані

$a \cdot \cos(0.5\alpha_p)$ від перерізу її сопла. Даній точці відповідає величина об'ємної концентрації крапель рідини $\beta = 1$. Величина β пов'язана з об'ємною концентрацією газу ε рівнянням $\beta + \varepsilon = 1$. На відстані b , яка дорівнює 8 – 30 діаметрам соплового отвору, утворення факелу шляхом розпаду первинного струменя на краплі закінчується. Після закінчення утворення факелу взаємодія між краплями припиняється і вони розглядаються як одиночні тверді сфери, рух яких визначається взаємодією з газовою фазою та масовими силами. Оскільки в основі моделі лежить континуальний підхід, обидві фази представляються як псевдосуцільні взаємопроникливі потоки.

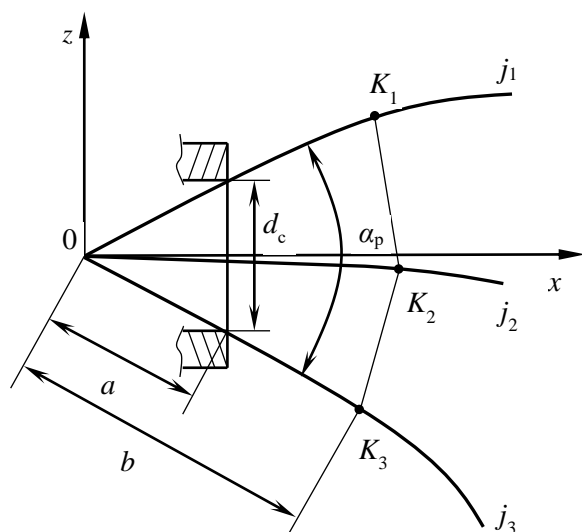


Рисунок 2.3 – Схема представлення вільного факелу

Кожній точці апарату відповідають дві швидкості і дві густини відповідно до кількості фаз.

Будемо вважати, що краплі покидають сопловий отвір форсунки одночасно і з однаковою швидкістю. З достатньою для практики точністю площа вільного перерізу факелу буде визначатися трьома координатами точок K_1, K_2, K_3 , що лежать на струминках j_1, j_2, j_3 відповідно (рис. 2.3). Вільний факел можна представити у вигляді еквівалентного кола, площа якого буде дорівнювати

$$S_\phi = \frac{\pi}{4} \left(\sqrt{(x_1 - x_2)^2 + (z_1 - z_2)^2} + \sqrt{(x_3 - x_2)^2 + (z_3 - z_2)^2} \right)^2. \quad (2.8)$$

Сила опору сукупності крапель, що перетинають переріз факелу за одиницю часу

$$\vec{F}_c = -\frac{C_s \pi r^2 n_k \rho_\Gamma}{2} |\vec{v}_{\text{від}}| \vec{v}_{\text{від}}, \quad (2.9)$$

де n_k – число крапель що перетинають переріз факелу за одиницю часу;

$\vec{v}_{\text{від}}$ – відносна швидкість крапель, яка визначається як різниця швидкості

крапель v_p і швидкості газу v_g .

На краплі діють масові сили, сумарний ефект яких визначається різницею сили тяжіння \vec{F}_T і сили Архімеда \vec{F}_A :

$$\vec{F}_d = \rho_p \vec{g} - \rho_g \vec{g} = (\rho_p - \rho_g) \vec{g}, \quad (2.10)$$

де ρ_p – густина рідини;

ρ_g – густина газу;

Тут необхідно пояснити, що, оскільки розглядається взаємодія потоків, а не тіл, які мають кінцевий об'єм, зручно розглядати сили взаємодії такими, що віднесені до одиничного об'єму. Тому розмірність формули (2.10) буде Н/м³.

В задачі, що розглядається, нерівномірність розподілу густини зрошення не враховується, тому об'ємна концентрація рідини буде визначатися відношенням

$$\beta = \frac{V_p}{v_{p,n} S_\phi}, \quad (2.11)$$

де $v_{p,n}$ – проекція швидкості крапель на нормаль до площі перерізу факелу;

V_p – об'ємна витрата рідини.

Проекція потоку імпульсу для газової фази на вісь координат i ($i \in x, z$) для кожної із струминок:

$$\varepsilon \rho_g v_{gi} v_{gj} S_\phi = \Delta_{gi,j}. \quad (2.12)$$

Рівняння кількості руху газової фази має вигляд

$$\frac{d\Delta_{gi,j}}{dt} = -F_{ci,j}, \quad (2.13)$$

де знак "–" враховує те, що кількість руху газу збільшується по довжині.

Інтегруванням шести рівнянь (2.13), які записані для двох проекцій (на вісі x та z) для кожної із трьох струминок j (верхня, центральна, нижня) отримаємо вираз $\Delta_{gi,j}$ для наступного кроку обчислення.

Якщо величини $\Delta_{i,j}$ відомі (спочатку з початкових умов, далі – в результаті попереднього кроку обчислення), то легко знайти швидкості газу для кожної із струминок:

$$(\varepsilon\rho_{\Gamma}v_{\Gamma xj}v_{\Gamma j}S_{\Phi})^2 + (\varepsilon\rho_{\Gamma}v_{\Gamma zj}v_{\Gamma j}S_{\Phi})^2 = (\varepsilon\rho_{\Gamma}S_{\Phi})^2 v_{\Gamma j}^4 = \Delta_{\Gamma xj}^2 + \Delta_{\Gamma zj}^2, \quad (2.14)$$

звідки

$$v_{\Gamma j} = \sqrt{\sqrt{\Delta_{\Gamma xj}^2 + \Delta_{\Gamma zj}^2} \cdot \frac{1}{\varepsilon\rho_{\Gamma}S_{\Phi}}}. \quad (2.15)$$

Проекція швидкості газу для кожної із струминок визначається за формулами

$$v_{\Gamma xj} = \frac{\Delta_{\Gamma xj}}{\varepsilon\rho_{\Gamma}v_{\Gamma j}S_{\Phi}}; \quad (2.16)$$

$$v_{\Gamma zj} = \frac{\Delta_{\Gamma zj}}{\varepsilon\rho_{\Gamma}v_{\Gamma j}S_{\Phi}}. \quad (2.17)$$

Для обчислення коефіцієнту опору для кожної із струминок визначаємо модуль відносної швидкості:

$$v_{\text{від},j} = \sqrt{v_{\text{від},xj}^2 + v_{\text{від},zj}^2}, \quad (2.18)$$

де $v_{\text{від},xj} = v_{\text{р},xj} - v_{\Gamma,xj}$; $v_{\text{від},zj} = v_{\text{р},zj} - v_{\Gamma,zj}$.

Рівняння руху крапель рідини:

$$\rho_{\text{р}} \frac{d\vec{v}_{\text{р}j}}{dt} = \vec{F}_{\text{с}j} + \vec{F}_{\text{д}}. \quad (2.19)$$

Сила опору в проекції на вісі координат

$$F_{\text{с}xj} = -\frac{C_s \pi r^2 \frac{1}{V_{\text{кр}}} \rho_{\Gamma}}{2} v_{\text{від},j} v_{\text{від},xj}; \quad (2.20)$$

$$F_{czj} = -\frac{C_s \pi r^2 \frac{1}{V_{кр}} \rho_\Gamma}{2} v_{відj} v_{від,zj}, \quad (2.21)$$

де $V_{кр} = \frac{4}{3} \pi r^3$ – об'єм краплі кулястої форми.

Рівняння руху крапель рідини в проекції на координатні вісі [15]:

$$\frac{dv_{pxj}}{dt} = -\frac{C_s \pi r^2 \frac{1}{V_{кр}} \rho_\Gamma}{2 \cdot \rho_p} v_{відj} v_{від,xj}; \quad (2.22)$$

$$\frac{dv_{pzj}}{dt} = -\frac{C_s \pi r^2 \frac{1}{V_{кр}} \rho_\Gamma}{2 \cdot \rho_p} v_{відj} v_{від,zj} - g \frac{(\rho_p - \rho_\Gamma)}{\rho_p}. \quad (2.23)$$

Рівняння для координат точок траєкторій усіх струминок:

$$\frac{dx_j}{dt} = v_{pxj}; \quad (2.24)$$

$$\frac{dz_j}{dt} = v_{pzj}. \quad (2.25)$$

Рівняння кількості руху в проекції на координатні вісі:

$$\frac{d\Delta_{rxj}}{dt} = \frac{C_s \pi r^2 \frac{V_p}{V_{кр}} \rho_\Gamma}{2} v_{від,j} v_{від,xj}; \quad (2.26)$$

$$\frac{d\Delta_{rzj}}{dt} = \frac{C_s \pi r^2 \frac{V_p}{V_{кр}} \rho_\Gamma}{2} v_{від,j} v_{від,zj}. \quad (2.27)$$

Запишемо початкові умови. Формування крапельного потоку завершується на деякій відстані b від початку координат вздовж ліній току крайніх струминок (j_1, j_3), тому інтегрування рівнянь моделі почнемо з відповідному цій відстані моменту часу:

$$\tau' = \frac{b}{v_p(0)}, \quad (2.28)$$

де b – відстань, на якій завершується формування факелу.

Відстань b визначається за формулою [50]:

$$b = 0.79 \frac{d_c}{\sin(0.5\alpha_p)}. \quad (2.29)$$

Швидкість рідини на відстані b від початку координат :

$$v_p(\tau') = v_p(0) \frac{1 - \cos(0.5\alpha_p)}{2}. \quad (2.30)$$

Початкову швидкість газу можна розрахувати через початкову швидкість рідини [50]:

$$v_r(\tau') = v_p(0) \sqrt{\frac{d_c}{(b-a) \sin(0.5\alpha_p) + d_c}} \quad (2.31)$$

де $a = \frac{d_c}{2 \cdot \sin(0.5\alpha_p)}$ – відстань від початку координат до зрізу сопла вздовж крайніх струминок.

Координати струминок на відстані b можна виразити співвідношеннями:

$$\begin{cases} x_j(\tau') = b \cos(\alpha_j) \\ z_j(\tau') = b \sin(\alpha_j) \end{cases} \quad (2.32)$$

де α_j – початковий кут нахилу j -ї струминки до вісі x .

Проекції початкової швидкості рідини на вісі координат:

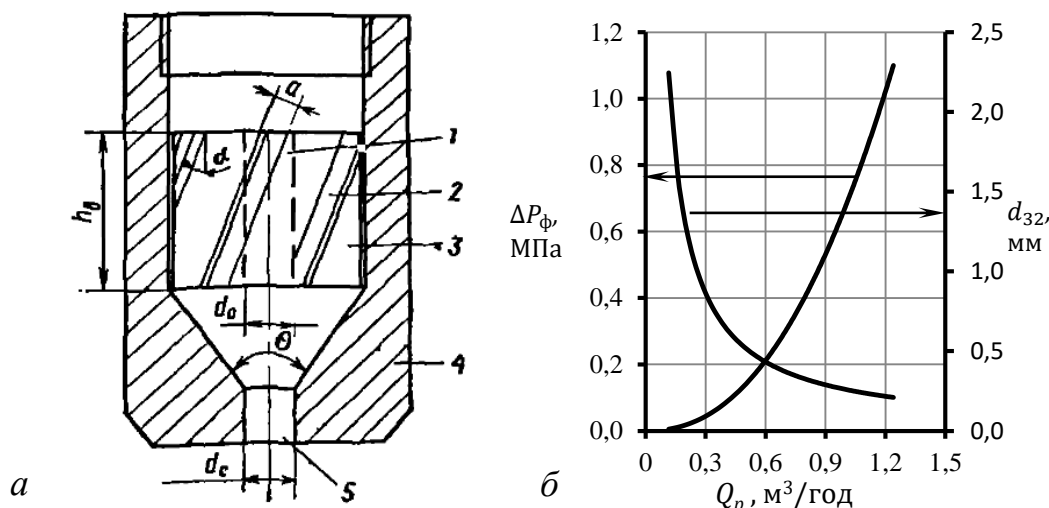
$$\begin{cases} v_{pxj}(\tau') = v_p(\tau') \cos(\alpha_j) \\ v_{pzj}(\tau') = v_p(\tau') \sin(\alpha_j) \end{cases} \quad (2.33)$$

Проекції початкового потоку імпульсу газу:

$$\begin{cases} \Delta_{rxj}(\tau') = \varepsilon \rho_{\Gamma} v_{\Gamma}(\tau')^2 S_{\Phi} \cos(\alpha_j) \\ \Delta_{rzj}(\tau') = \varepsilon \rho_{\Gamma} v_{\Gamma}(\tau')^2 S_{\Phi} \sin(\alpha_j) \end{cases} \quad (2.34)$$

Моделювання гідродинаміки вільного факелу виконано шляхом чисельного розв'язання у Mathcad системи диференціальних рівнянь (2.22)-(2.27) з початковими умовами (2.32)-(2.34) (додаток Б).

На рис. 2.5 представлено результати розрахунків для вільного факелу, який утворився при розпилюванні 25.7 % водного розчину хлористого кальцію у повітряне середовище, яке має температуру 15 °С. Нехай тепломасообмін між фазами не відбувається. Для розпилювання будемо використовувати відцентрово-струменеву форсунку (рис. 2.4), яка має характеристику, що зображена на рис. 2.4.



a – конструкція; *б* – Залежність перепаду тиску на форсунці і діаметру крапель від витрати рідини; 1 – осьовий канал; 2 – гвинтові канали; 3 – вкладиш; 4 – корпус; 5 – сопло

Рисунок 2.4 – Відцентрово-струменева форсунка

Конструктивні характеристики форсунки наступні:

діаметр сопла d_c , мм	4.55;
діаметр вкладишу, мм	30;
діаметр центрального каналу d_o , мм	3.4;
кут нахилу каналів, що закручуються α , °	28.6;
розмір каналів, що закручуються, мм	3;
кут конусності корпусу форсунки θ , °	120.

Розрахунки проводяться при трьох варіантах перепаду тиску. Відповідно цьому міняється пропускна здатність форсунки і заутеровський діаметр краплі d_{32} (таб. 2.1). Гідравлічний розрахунок форсунки здійснювався за методикою, що приведена в [58] з використанням класичної формули, що пов'язує перепад тиску на форсунці ΔP_ϕ і об'ємну витрату рідини Q_p , що через неї проходить:

$$Q_p = \frac{\pi \cdot d_c^2}{4} \cdot \mu \cdot \sqrt{2 \cdot \frac{\Delta P_\phi}{\rho}}, \quad (2.35)$$

де μ – коефіцієнт витрати; $\rho = 1255.7 \text{ кг/м}^3$ – густина розсолу.

Коефіцієнт витрати форсунки приведеної конструкції розраховується за формулою:

$$\mu = 0.83 \cdot \Delta P_\phi^{-0.06} \cdot (0.676 - 24 \cdot d_c)^{0.13} \quad (2.36)$$

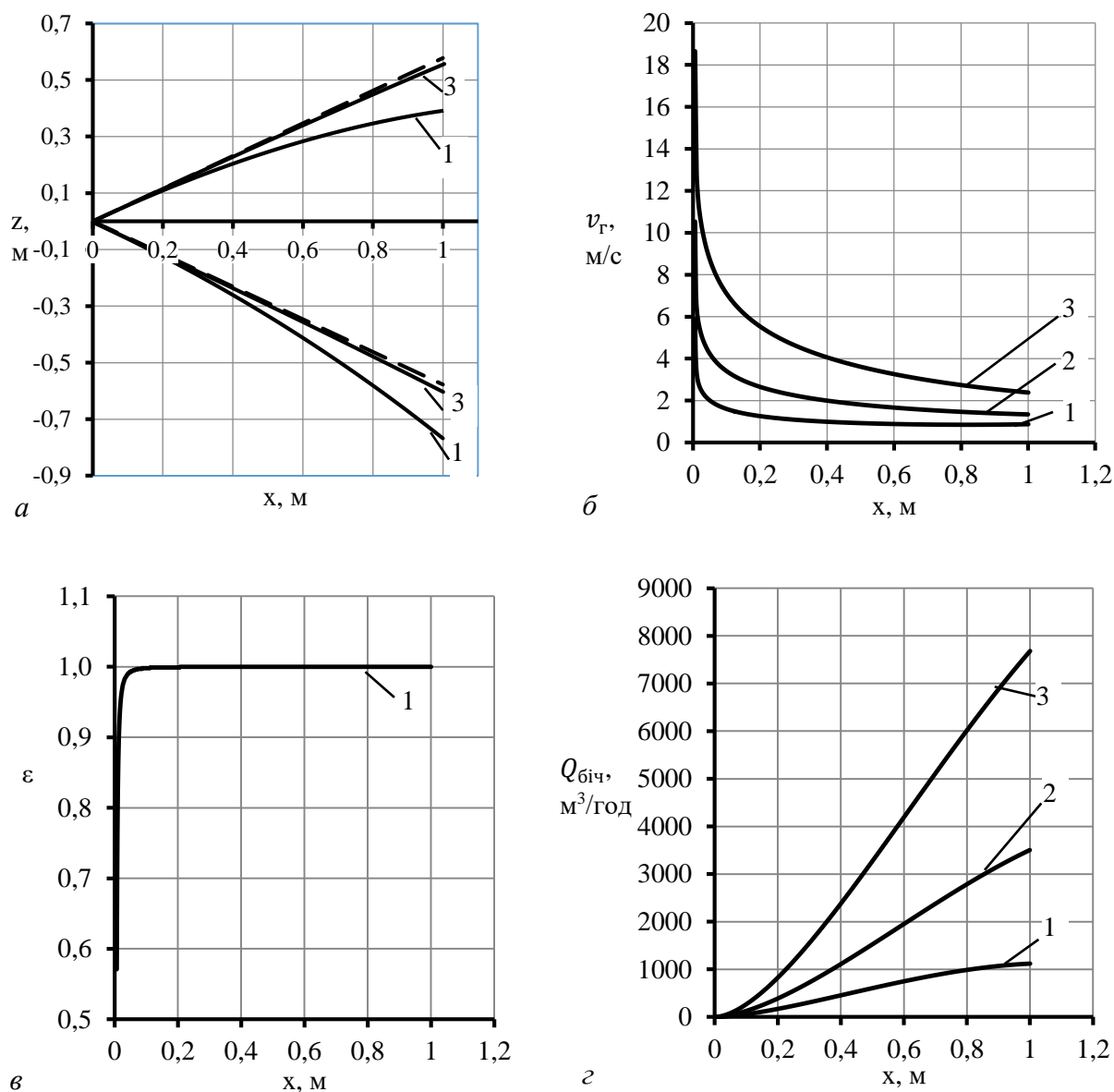
де ΔP_ϕ – в кПа; d_c – в м.

Таблиця 2.1 – Параметри роботи форсунки

Параметр роботи форсунки	Варіант розрахунку		
	1	2	3
Перепад тиску на форсунці, МПа.	0.08	0.3	1.1
Продуктивність форсунки, м ³ /Год	0.391	0.700	1.240
Діаметр крапель d_{32} , мм	0.660	0.370	0.209

Кут розкриття α_p складає 60° . Вважається також, що густина зрошення розподілена рівномірно по перерізу факела.

Варіантам розрахунку 1, 2, 3 відповідають початкові швидкості рідини 6.2, 11.2, 19.8 м/с відповідно. При швидкостях рідини більше 19 м/с профіль факелу, при його довжині до 1 м, з достатньою для інженерних розрахунків точністю може вважатися конічним (штрихові утворюючі, рис. 2.5, а). Відхилення площі перерізу реального факелу від конічного складає не більше 15 %. У цьому випадку швидкість крапель рідини можна вважати сталою по довжині факелу, тому рівняння руху (2.19) може бути виключене із системи рівнянь.



a – вигляд профілю факелу; $б$ – зміна швидкості газу по довжині факелу; $в$ – зміна об'ємної долі повітря по довжині факелу; $г$ – кількість газу, яка проникає через бічну поверхню факелу в залежності від його довжини

Рисунок 2.5 – Гідродинамічні параметри вільного факелу при різних варіантах розрахунку

Рис. 2.5, б дозволяє виявити деякі закономірності руху газу всередині факелу. На початку руху величина швидкості газу наближається до швидкості рідини (рис. 2.5, б). Внаслідок подальшого розкриття факелу відбувається різке зменшення швидкості газу.

Проте на більш великих відстанях від форсунки зменшення швидкості газу

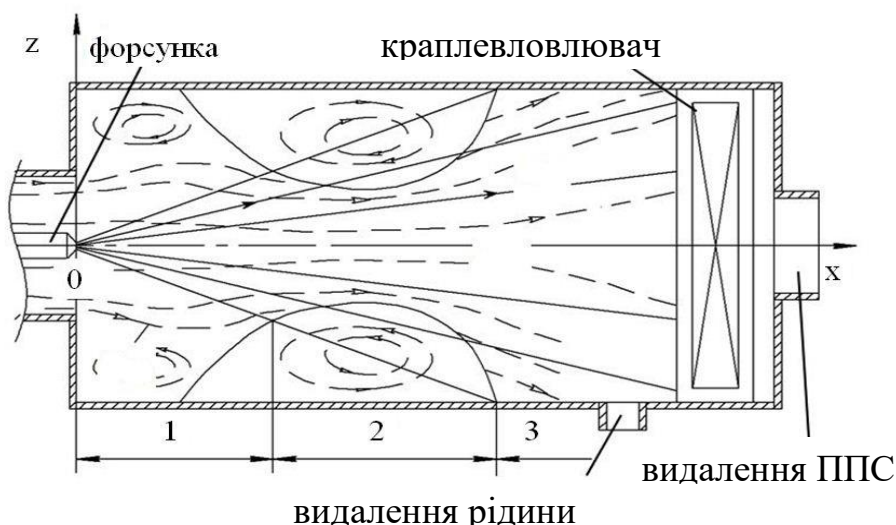
уповільнюється за рахунок перетікання великих обсягів газу через бічну поверхню всередину факелу.

Збільшення величини об'ємної концентрації газу відбувається на відстані 10 – 20 мм від форсунки (рис. 2.5, в). На більш великих відстанях дана величина з достатньою для практичних розрахунків точністю може бути прирівняна одиниці.

На рис. 2.5, г представлена величина кількості газу, що проникає через бічну поверхню факелу в залежності від його довжини. При довжині факелу 1 м коефіцієнт ежекції, що представляється як відношення масової витрати повітря до масової витрати рідини, складає 2.8, 4.9, 6.1 при варіантах розрахунку 1, 2, 3 відповідно.

2.3 Дослідження гідродинаміки обмеженого горизонтального факелу

Наявність обмежуючих стінок (рис. 2.6) накладає низку особливостей на течію двофазної газорідинної суміші.



1 – область вільного факелу; 2 – область циркуляції; 3 – область обмеженої течії

Рисунок 2.6 – Робоча зона апарату

В зв'язку з чим, апарат по довжині слід розбивати на кілька зон: вільного факелу, циркуляції і область обмеженої течії.

В зоні вільного факелу внаслідок ежекційного ефекту через його бічну поверхню відбувається інтенсивне перетікання ППС з потоку, що знаходиться між

факелом і стінками апарату (периферійний потік). В області вільного факелу витрата рідини в його будь-якому перетині постійна, а витрата газу, в результаті вище згаданого ефекту, через поперечний перетин цього факелу збільшується по мірі руху двофазного потоку. Швидкість периферійного потоку по мірі наближення до перетину змочування зменшується.

Зона циркуляційної течії (рис. 2.6) виникає в разі, якщо витрата потоку ППС обмежується гідравлічним опором в трубопроводах, що підводять. Зона циркуляції починається в перерізі, де швидкість периферійного потоку стає рівною нулю, і закінчується в перерізі змочування. У цій області є циркуляційний потік, який виникає у зв'язку з тим, що в перерізі змочування в факелі стрибкоподібно збільшується тиск. Це обумовлює розворот частини периферійного потоку ППС, який володіє найменшою величиною кількості руху.

В області обмеженої течії витрата ППС постійна. Частина рідини на цій ділянці випадає на стінки апарату.

Будемо вважати, що форма факелу утворена шляхом обертання кривої j_1 (рис. 2.3) навколо вісі x . Поле швидкостей ППС і рідини будь-якого перерізу вважається однорідним. Таке припущення, з огляду на спрощення математичної моделі, є дуже зручним, проте не зовсім відповідає фізичному уявленню. Згідно з реальною гідродинамічною картиною, швидкості фаз, що розташовані нижче вісі форсунки, внаслідок односпрямованості векторів швидкості та сили тяжіння, будуть більшими, ніж швидкості фаз, що розташовані вище. В математичній моделі, що розглядається, нерівномірність густини зрошення не враховується, тобто величина об'ємної концентрації рідини β є однаковою для будь-якої точки перерізу факелу. Швидкість крапель приймається рівною швидкості крапель струминки j_1 (рис. 2.3).

З огляду на особливості гідродинамічної картини в апараті та зроблені припущення запишемо рівняння математичної моделі для кожної із зон.

В зоні вільного факелу виділимо два потоки – периферійний потік ППС з площею перетину $f_{\text{п}}$, та факельний потік з площею перетину $f_{\text{ф}}$. Рівняння балансу площин має вигляд:

$$f = f_{\phi} + f_{\pi}, \quad (2.37)$$

де f – площа перетину апарату.

Площа перетину факелу f_{ϕ} визначається радіусом факелу r_{ϕ} , який залежить від швидкості крапель рідини. Помножимо формулу (2.25) на $2\pi z$. Після внесення множника $2\pi z$ під знак диференціала отримаємо:

$$2\pi z \cdot v_{pz} = \frac{d(\pi z^2)}{dt}.$$

Після математичних перетворень з врахуванням формули (24) отримаємо рівняння зміни площі перетину факелу по довжині апарату:

$$\frac{df_{\phi}}{dx} = 2 \sqrt{\pi f_{\phi}} \frac{v_{pz}}{v_{px}}, \quad (2.38)$$

де v_{pz} , v_{px} – швидкість крапель рідини в проекції на координатні вісі.

Відповідно до континуального підходу, рідинну фазу, як і газову ми вважаємо квазісуцільною. Тому, для кожної із фаз рівняння збереження витрати рідини і газу запишуться наступним чином:

$$\frac{dG_p}{dx} = 0; \quad (2.39)$$

$$\frac{d}{dx} (G_{\text{ппс.ф}} + G_{\text{ппс.п}}) = 0, \quad (2.40)$$

де G_p – масова витрата рідини;

$G_{\text{ппс.ф}}$, $G_{\text{ппс.п}}$ – масова витрата ППС у факелі та периферійного потоку відповідно.

$$G_{\text{ппс.ф}} = \rho_{\text{ппс.ф}} v_{r,\phi} f_{\phi} \varepsilon; \quad (2.41)$$

$$G_{\text{ппс.п}} = \rho_{\text{ппс.п}} v_{\text{г.п}} f_{\text{п}}, \quad (2.42)$$

де $\rho_{\text{ппс.ф}}$, $\rho_{\text{ппс.п}}$ – густина ППС у факелі та на периферії відповідно;

$v_{\text{г.ф}}$, $v_{\text{г.п}}$ – швидкість газової фази у факелі та на периферії відповідно.

Об'ємна концентрація крапель:

$$\beta = \frac{G_{\text{р}}}{\rho_{\text{р}} v_{\text{рх}} f_{\text{ф}}}. \quad (2.43)$$

Рівняння збереження імпульсу в проекції на вісі x та z :

$$\frac{d(G_{\text{ппс.п}} v_{\text{г.п}} + G_{\text{ппс.ф}} v_{\text{г.ф.х}} + G_{\text{р}} v_{\text{рх}})}{dx} = -f \cdot \frac{dp}{dx}; \quad (2.44)$$

$$\frac{d(G_{\text{ппс.ф}} \cdot v_{\text{г.ф.з}} + G_{\text{р}} v_{\text{рз}})}{dx} = -\frac{G_{\text{р}} g}{v_{\text{р.х}}}, \quad (2.45)$$

де p – статичний тиск в робочій зоні апарату.

У традиційному записі рівняння збереження імпульсу диференціювання здійснюється по часу t . З огляду на дуже малий час перебування краплі в апараті, виходячи із співвідношення $v_{\text{рх}} = dx/dt$, похідна по часу була замінена на похідну по координаті dx .

Для периферійного потоку ППС запишемо рівняння Ейлера:

$$v_{\text{г.п}} \cdot \frac{dv_{\text{г.п}}}{dx} = -\frac{1}{\rho_{\text{ппс.п}}} \cdot \frac{dp}{dx}. \quad (2.46)$$

Рівняння руху дисперсної фази в проекції на вісі x та z запишемо наступним чином:

$$\frac{dv_{\text{рх}}}{dx} = -C_s \frac{3 \rho_{\text{ппс.ф}} v_{\text{від.х}}}{4 \rho_{\text{р}} d_{\text{к}} v_{\text{рх}}} v_{\text{від}}; \quad (2.47)$$

$$\frac{dv_{pz}}{dx} = -C_s \frac{3 \rho_{\text{ппс.ф}} v_{\text{від.з}}}{4 \rho_p d_k v_{px}} v_{\text{від}} - \frac{g(\rho_p - \rho_{\text{ппс.ф}})}{v_{px} \rho_p}, \quad (2.48)$$

де d_k – середній об'ємно-поверхневий (заутеровський) діаметр крапель;
 $v_{\text{від}}$ – відносна швидкість крапель, що визначається за формулою (2.18);
 $v_{\text{від.х}}, v_{\text{від.з}}$ – відносна швидкість крапель в проекції на координатні вісі.
 Запишемо початкові умови для рівнянь зони вільного факелу.

Інтегрування рівнянь починається з координат струминки (2.32), в яких закінчується формування факелу.

Початкова швидкість крапель рідини в проекції на координатні вісі v_{px0} , v_{pz0} , ППС у факелі $v_{г.ф0}$ визначається за формулами (2.33), (2.31) відповідно.

Початкова швидкість периферійної ППС розраховується за формулою:

$$v_{г.п0} = \frac{Q_{\text{ппс}} - v_{г.ф0} f_{\phi0} (1 - \beta_0)}{f - f_{\phi0}}, \quad (2.49)$$

де $Q_{\text{ппс}}$ – об'ємна витрата ППС при умовах на вході в апарат;

β_0 – початкова об'ємна доля крапель рідини, що розраховується за формулою (2.11);

$f_{\phi0}$ – початкова площа перерізу факела, що розраховується за формулою:

$$f_{\phi0} = \left(\frac{d_c}{2} + (b - a) \sin(0.5\alpha_p) \right)^2 \pi. \quad (2.50)$$

В зоні циркуляції факельний потік розділяється на два потоки – основний і циркуляційний (рис. 2.6). Циркуляційний потік продовжується до перерізу змочування. Переріз факелу представляється сумою цих перерізів:

$$f_{\phi} = f_o + f_{ц}. \quad (2.51)$$

де f_o , $f_{ц}$ – площа перерізу основного та циркуляційного потоків відповідно.

Оскільки в зоні циркуляції швидкість периферійного потоку дорівнює нулю, а статичний тиск постійний, рівняння (2.46) виключається, а (2.40) запишеться

інакше:

$$\frac{dG_{\text{ппс.ф}}}{dx} = 0. \quad (2.52)$$

Рівняння збереження імпульсу для другої зони в проекції на координатні вісі x та z відповідно:

$$\frac{d(\rho_{\text{ппс.ф}} \cdot v_{\text{г.ф}} \cdot f_0 \cdot \varepsilon \cdot v_{\text{г.ф.х}} + G_p \cdot v_{\text{рх}})}{dx} = 0; \quad (2.53)$$

$$\frac{d(\rho_{\text{ппс.ф}} \cdot v_{\text{г.ф}} \cdot f_0 \cdot \varepsilon \cdot v_{\text{г.ф.з}} + G_p v_{\text{рз}})}{dx} = -\frac{G_p g}{v_{\text{р.х}}}. \quad (2.54)$$

Замикають цю систему рівнянь рівняння (2.38), (2.46), (2.47), які лишаються без змін.

Початкові умови для рівнянь другої зони визначаються в ході розв'язання рівнянь зони вільного факелу у точці, яка відповідає початку зони циркуляції.

На межі переходу до зони обмеженої течії внаслідок різкого гальмування потоку стрибкоподібно міняється тиск і швидкість газу, при цьому справедлива залежність

$$\Delta p = \rho_{\text{ппс}} \cdot v_{\text{г.ф.2}} \cdot (v_{\text{г.ф.2}} - v_{\text{г.ф.3}}), \quad (2.55)$$

де $v_{\text{г.ф.2}}$, $v_{\text{г.ф.3}}$ – швидкість ППС в другій та третій зонах на межі цих зон.

Оскільки периферійний потік газу відсутній, рівняння (2.37) та (2.40) дещо змінюються

$$f = f_{\phi}; \quad (2.56)$$

$$\frac{d(\rho_{\text{ппс.ф}} \cdot v_{\text{г.ф}} \cdot f \cdot \varepsilon)}{dx} = 0, \quad (2.57)$$

де f – буде дорівнювати площі перерізу, апарату.

Рівняння збереження імпульсу для зони обмеженої течії в проекції на координатні вісі x та z відповідно:

$$\frac{d(\rho_{\text{ппс.ф}} \cdot v_{\text{г.ф}} \cdot f \cdot \varepsilon \cdot v_{\text{г.ф.x}} + G_p \cdot v_{\text{px}})}{dx} = -f \cdot \frac{dp}{dx}; \quad (2.58)$$

$$\frac{d(\rho_{\text{ппс.ф}} \cdot v_{\text{г.ф}} \cdot f \cdot \varepsilon \cdot v_{\text{г.ф.z}} + G_p v_{\text{pz}})}{dx} = -\frac{G_p g}{v_{\text{р.x}}}. \quad (2.59)$$

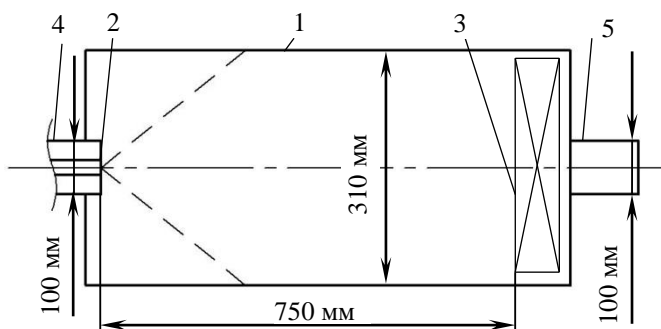
Рівняння (2.46) виключається. Доповнюють цю систему рівняння (2.38), (2.47), (2.48).

Початкова швидкість газу у факелі для зони обмеженої течії визначається за формулою:

$$v_{\text{г.ф.0}} = \frac{Q_{\text{ппс}}}{f \cdot \varepsilon}. \quad (2.60)$$

Початкові умови для швидкості рідини визначаються шляхом розв'язання рівнянь зони циркуляції у точці, що відповідає переходу до зони обмеженої течії.

Для зручності розрахунків в якості газової фази будемо використовувати повітря замість суміші повітря з парами вуглеводнів.



1 – корпус; 2 – форсунка; 3 – краплевловлювач; 4 – вхідний патрубок; 5 – вихідний патрубок

Рисунок 2.7 – Схема ежекційного апарату

Розрахунок гідродинамічних характеристик факелу виконаємо для ежекційного апарату, який має циліндричну форму з розмірами, які відмічені на рис. 2.7.

Нехай відбувається ежекція повітря при 15 °С факелом 25.7 % водного розчину хлористого кальцію. Гідравлічне розпилювання здійснюється форсункою діаметр соплового отвору якої складає $d_c = 4.55$ мм. Кут розкриття факелу α_p дорівнює 60°. Нерівномірність густини зрошення по перерізу факелу не враховується. Розрахунок рівнянь моделі гідродинаміки виконано методом Ейлера у Mathcad.

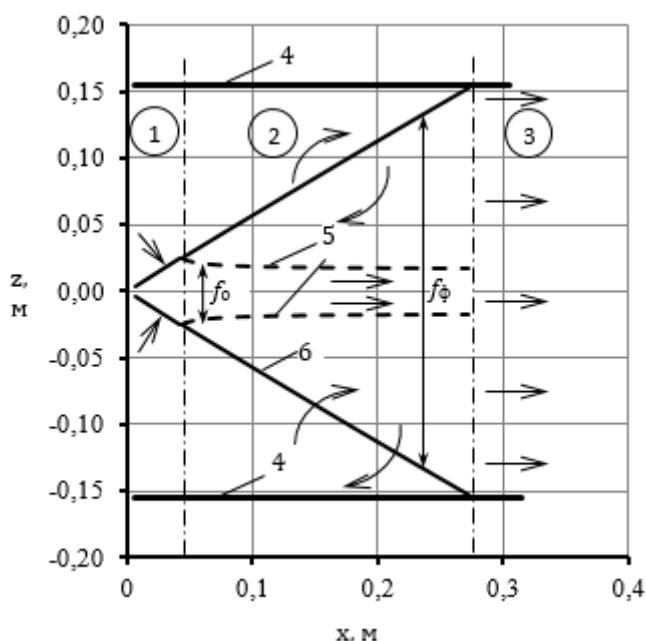


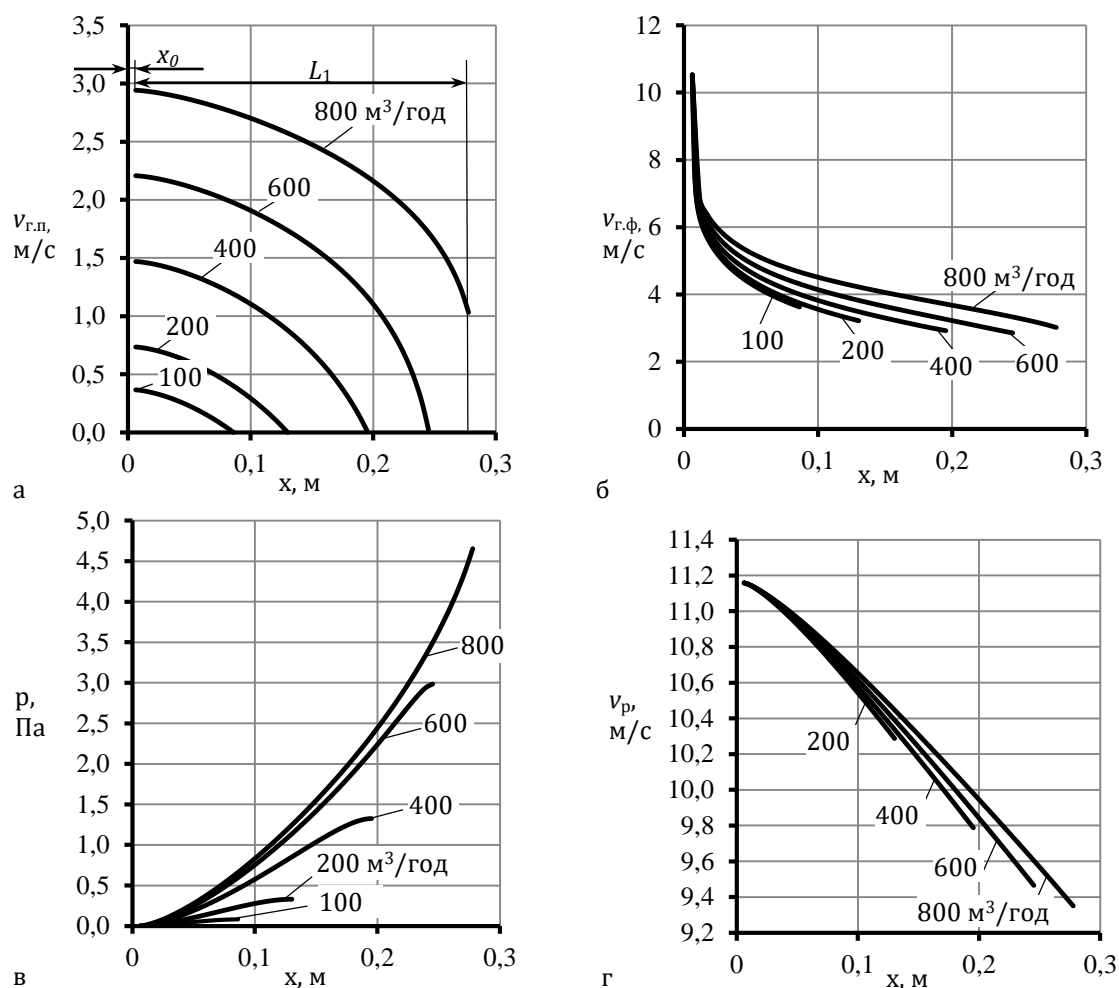
Рисунок 2.8 – Профіль факелу в ежекційному апараті

Оскільки швидкість рідини велика, траєкторії руху крапель рідини 6 будуть мати вигляд прямих, а профіль факелу прийме форму рівнобедреного трикутника. В зоні циркуляції 2 основний газовий потік буде обмежений кривими 5, які звужуються на початку зони, що обумовить зростання швидкості газової фази. В зоні обмеженої течії 3 факел рідини буде омивати стінки апарату 4, а основний потік газової фази заповнить весь переріз апарату.

На рис. 2.9 та 2.10 представлені результати розрахунків для зони вільного факелу при варіації витрати повітря. Перепад тиску на форсунці постійний і дорівнює 3 атм. Відповідна цьому перепаду витрата рідини складає 0.7 м³/год (таб. 2.1). Значення витрати повітря, які представлені на рисунках, не відповідають реальним коефіцієнтам ежекції, оскільки останні залежать від величин гідравлічного опору в апараті і в гідравлічній мережі. Більше того, на витрату повітря впливає робота резервуару при малих і великих диханнях. Оскільки на даному етапі ці аспекти не розглядаються значення витрати повітря вибрані довільно.

Шляхом математичного моделювання побудований профіль факелу в ежекційному апараті (рис. 2.8). Обчислення виконані при витраті газової фази 30 м³/год. Робоча зона апарату складається із зони вільної течії 1, циркуляції 2 та обмеженої течії 3.

Шляхом математичного моделювання побудований профіль факелу в ежекційному апараті (рис. 2.8). Обчислення виконані при витраті газової фази 30 м³/год. Робоча зона апарату складається із зони вільної течії 1, циркуляції 2 та обмеженої течії 3.



а – зміна швидкості газу у периферійному потоці; б – зміна швидкості газу в факелі в зоні вільної течії; в – зміна статичного тиску газу в зоні вільної течії; г – зміна швидкості рідини в зоні вільної течії

Рисунок 2.9 – Результати чисельного моделювання гідродинаміки в ежекційному апараті при варіації витрати газової фази

Вивчення шляхом чисельного моделювання характеристик апарату при фіксованому значенні витрати одного з теплоносіїв і різних значеннях іншого представляє особливий інтерес. В експериментальних умовах цей випадок легко реалізувати шляхом зміни гідравлічного опору в трубопроводах подачі повітря.

В таблицю 2.2 зведені значення об'ємних коефіцієнтів ежекції, як відношення витрати газової фази до витрати рідини для умов задачі, яка розглядається.

Особливістю гідродинамічної картини в зоні вільного факелу є те, що практично весь повітряний потік всмоктується через його бічну поверхню. Швидкість периферійного потоку при цьому буде зменшуватись від початкового зна-

чення, відповідно до формули (2.49), до нуля на границі із зоною циркуляції (рис. 2.9, а).

Таблиця 2.2 – Коефіцієнти ежекції ежекційного апарату при варіації витрати газової фази

	Об'ємна витрата газової фази, м ³ /год							
	5	15	30	60	100	200	400	600
Коефіцієнт ежекції, $Q_{\text{ппс}}/Q_p$, $\frac{\text{м}^3(\text{повітря})}{\text{м}^3(\text{рідини})}$	7	21	43	86	143	286	571	857

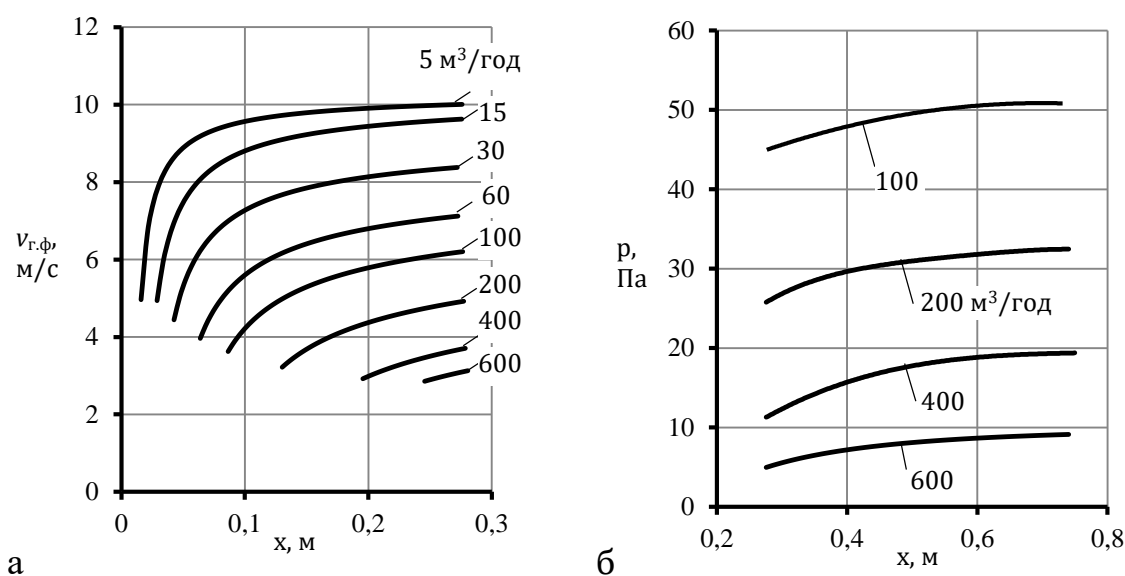


Рисунок 2.10 – Графік зміни швидкості газу у факелі в зоні циркуляції (а) та статичного тиску газу в зоні обмеженої течії (б)

Довжина зони вільного факелу L_1 визначається різницею між координатами $x_{v_{г.п}=0}$ та x_0 , де $x_{v_{г.п}=0}$ – координата, в якій швидкість повітря у периферійному потоці досягне нуля, або координата, де починається зона обмеженої течії (при відсутності зони циркуляції), x_0 – початкова координата крапель рідини. При збільшенні витрати повітря через апарат від 100 до 600 м³/год довжина вільного факелу збільшується втричі (рис. 2.9, а).

Рис. 2.9, б показує, що попер те, що витрата повітря у факелі збільшується по його довжині, швидкість повітря $v_{г.ф}$ внаслідок розкриття факелу буде змен-

шуватися від початкового значення, що розраховується за формулою (2.31) до значень на кінці зони вільного факелу.

На рис. рис. 2.9, в представлений графік зміни статичного тиску по довжині апарату. Статичний тиск представляє собою потенціальну енергію руху повітря, збільшення якої відбувається за рахунок кінетичної енергії руху крапель рідини. Оскільки тиск на вході в апарат невідомий, і може бути знайдений лише в ході гідравлічного розрахунку системи УЛФ в цілому, відлік даної величини зручно починати від нуля.

Швидкість рідини, внаслідок передачі енергії повітрю, буде зменшуватись від початкового значення, що розраховується за формулою (2.30), і її зменшення буде тим більше, чим більша витрата повітря через апарат (рис. 2.9, г).

Зона циркуляції починається для тих режимів, у яких швидкість периферійного потоку досягла нуля, при тому, що краплі рідини ще не досягли стінок апарату. Для даних умов розрахунку зона циркуляції існує при витратах менше $800 \text{ м}^3/\text{год}$ (рис. 2.9, а). Внаслідок проникнення області циркуляції вглиб факелу, площа перерізу руху повітря зменшиться від величини f_ϕ до f_0 (формула (2.51), рис. 2.8). По причині зменшення площі перерізу основного потоку f_0 на даній ділянці буде спостерігатися збільшення швидкості газової фази (рис. 2.10, а).

Перехід до зони обмеженої течії супроводжується збільшенням статичного тиску на початку цієї зони (рис. 2.10, б) на величину, що розраховується за формулою (2.55). Впродовж цієї зони тиск збільшується внаслідок переходу кінетичної енергії руху крапель рідини в потенційну енергію. Різниця тисків в кінці апарату (рис. 2.10, б) і на його початку (рис. 2.9, в) буде складати повний напір апарату без врахування втрат енергії на місцевий опір.

При побудові напірної характеристики ежекційного апарату мають бути враховані втрати на місцевих опорах. Втрати на місцевих опорах враховувались на вході в ежекційний апарат, на краплевловлювачі, при раптовому розширенні і на виході (рис. 2.7) [61]. Залежність суми місцевих втрат $\Delta P_{\text{місц.}}$ від витрати представлена в графічному вигляді (рис. 2.11).

Залежність повного напору апарату від перепаду тиску на форсунці і ви-

траті газової фази $P_{\text{повн.}} = f(\Delta P_{\text{ф}}, Q_{\text{р}})$ представлена на рис. 2.12. Даним значенням перепаду тиску на форсунці відповідають витрати рідини із таблиці 2.1. По графіку видно, що із збільшенням перепаду тиску на форсунці, а отже витрати рідини, повний напір апарату збільшується.

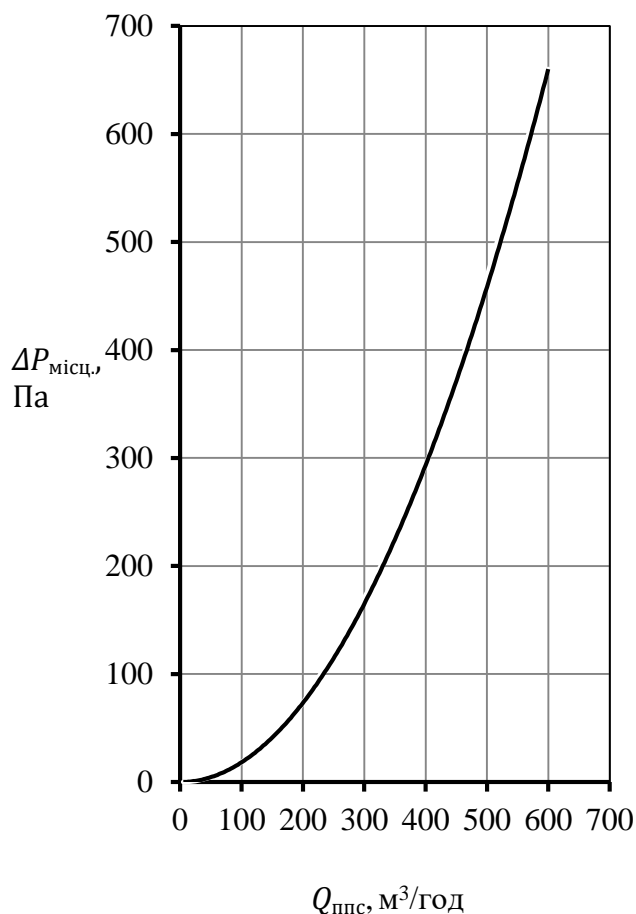


Рисунок 2.11 – Залежність суми місцевих втрат в ежекційному апараті від витрати

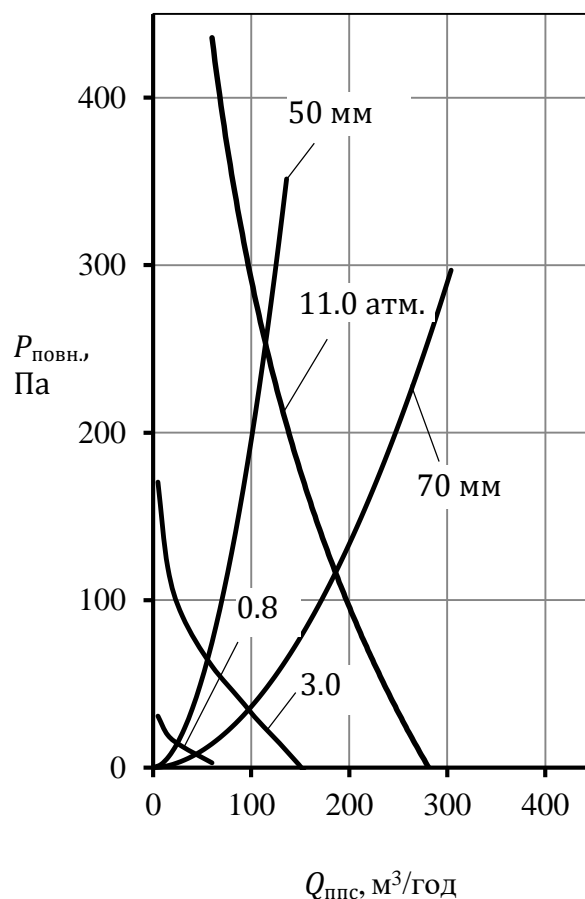


Рисунок 2.12 – Визначення витрати газової фази через ежекційний апарат з врахуванням гідравлічних втрат в мережі

Для побудови повного напору апарату при варіації перепаду тиску на форсунці застосована наступна методика. Напірну характеристику будують по точках. Наприклад, необхідно визначити повний напір апарату при витраті $100 \text{ м}^3/\text{год}$ і перепаді тиску на форсунці 3.0 атм . Тиск газу в робочій зоні апарату збільшується на величину, яка буде дорівнювати різниці тисків в кінці робочої зони апарату (на відстані 0.75 м від початку координат значення тиску при витраті $100 \text{ м}^3/\text{год}$ дорівнює 51 Па (рис. 2.10, б)) і на початку (значення тиску довільно прийняте за

нуль, як початок відліку). Таким чином, при витраті 100 м³/год тиск в робочій зоні апарату підвищується на 51 Па. Якщо розглядати не лише робочу зону, а й вхідну, вихідну частини і краплевловлювач, то напір апарату буде меншим на величину втрат у зазначених частинах. Згідно з рисунком 2.11 при витраті 100 м³/год втрати складуть 18 Па. А отже повний напір апарату при перепаді тиску 3.0 атм. і витраті газової фази 100 м³/год буде дорівнювати 33 Па, що і відображено на рис. 2.12.

Шляхом накладення гідравлічної характеристики апарату на гідравлічну характеристику підключеної до нього мережі, можна визначити витрату газової фази при заданій витраті робочої рідини.

Нехай до апарату підключена мережа у вигляді трубопроводу довжиною 3 м. Характеристики мережі при різних діаметрах трубопроводу представлені на рис. 2.12 при температурі повітря 15 °С. Оскільки довжина трубопроводу не значна, а абсолютний тиск в зазначеному трубопроводі близький до атмосферного, обґрунтованим є спрощений підхід до побудови гідравлічної характеристики трубопроводу, який передбачає використання методики гідравлічного розрахунку, що застосовується для нестисливих рідин [62]. Вважаючи, що місцевих опорів немає, втрати напору дорівнюють:

$$\Delta p_{\text{втр.}} = \frac{\lambda \cdot l_{\text{тр}}}{d_{\text{тр}}} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \cdot \rho \cdot g, \quad (2.61)$$

де $\rho = 1.226 \text{ кг/м}^3$ – густина повітря при 15 °С і атмосферному тиску [63]; λ – коефіцієнт опору по довжині; $d_{\text{тр}}$ – внутрішній діаметр трубопроводу; v – швидкість повітря;

Точки перетину характеристики апарату і мережі дадуть значення витрати газової фази. На рис. 2.12. показано, що витрата газової фази через ежекційний апарат залежить від гідравлічного опору мережі.

Розглянений ежекційний апарат істотно відрізняється по конструкції від відомих ежекторів. Зміна конструкції викликана призначенням пристрою. Мета роботи пристрою забезпечити ефективний тепло- і масообмін між краплями розсолу в факелі і потоком пароповітряної суміші. Рух пароповітряної суміші забезпечується в першу чергу за рахунок заповнення резервуара нафтопродуктом (ве-

лике дихання резервуара) і в другу чергу за рахунок роботи ежекційного апарату.

Виведення рівняння напірної характеристики ежекційного апарату не ставилось, так як пристрій від самого початку є порівняно низьконапірним.

Слід зазначити, що аналогічні ежекційні апарати апробовані в промислових умовах співробітниками ОНАХТ для тепловологістної обробки повітря (додаток Г), для обробки повітря при вирощуванні грибів і зберіганні плодоовочевої продукції (додаток Д, рис. Д.1), для випарного охолодження води (ежекційні градирні) (додаток Д, рис. Д.2), для пиловловлювання (ежекційні пиловловлювачі) при створенні оазисних зон на робочих місцях. Перепад надлишкового тиску форсунки у зазначених пристроях приймався 2 бари, а надлишковий тиск пароповітряної суміші на виході з ежектора (перед краплевловлювачем) орієнтовно становив 50 Па.

Ежекційний пристрій, який розглядається не є струменевим ежектором. В даному пристрої створюється факел з крапель і плівок на виході рідини з форсунки. Кут розкриття факела на практиці 25° - 60° залежно від конструкції сопла відцентрово-струменевої форсунки. У струменевому апараті спостерігається тільки нерозкритий струмінь.

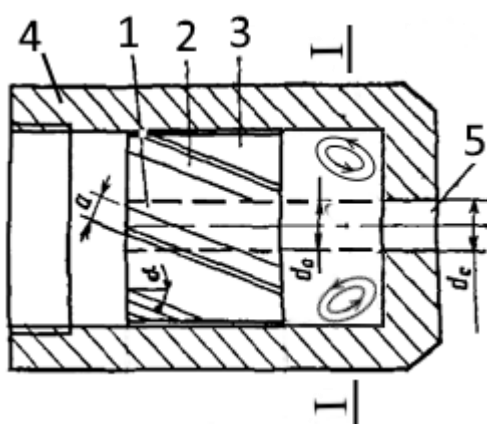
Взаємодія поверхні факела з пароповітряною середовищем відбувається в різних перетинах по довжині робочої зони. У кожному з перетинів створюється своє розрідження. Найбільше розрідження спостерігається для частини поверхні факела у сопла. Величина розрідження становить десятки Паскаль. Для порівняння в струменевих ежекторах величина розрідження становить десятки тисяч Паскаль.

Використовувати безрозмірну характеристику по тиску виду $(P_c - P_n) / (P_p - P_c)$ (де P_n – тиск робочого потоку (розсолу) перед форсункою; P_n – тиск ППС на вході в апарат; P_c – тиск ППС перед краплевловлювачем) для оцінки роботи розглянутого ежекційного пристрою на наш погляд недоцільно через малу різницю тисків в чисельнику і розмитості значення P_n . Значення P_c також представляється розмитим внаслідок того, що на виході з апарату відбувається розділення рідкої фази і парогазової суміші. Для порівняння в струменевих апаратах такого розді-

лення немає.

Слід також пояснити і по можливості утворення кавітації. Ежектований потік являє собою пароповітряну суміш, тому в ньому неможлива кавітація. Робочий потік являє собою водний розчин солі з мінусовою температурою. Для утворення в робочому потоці бульбашок парів необхідно мати у форсунці локальну область з дуже низьким абсолютним тиском (для прикладу, тиск насичених водяних парів при температурі насичення $t_s = 0\text{ }^\circ\text{C}$ складає 6000 Па).

Теоретично кавітація може виникнути у перерізі I-I форсунки, в якій наявна умовна зона низького тиску (рис. 2.13).



1 – осьовий канал; 2 – гвинтові канали; 3 – вкладиш; 4 – корпус; 5 – сопло

Рисунок 2.13 – Відцентрово-струменева форсунка з наявністю умовної зони низького тиску

Вважаючи, що площина порівняння проходить по осі форсунки, повний напір у корпусі форсунки на віддаленні від перерізу I-I дорівнює:

$$H_k = \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{\alpha \cdot W_k^2}{2 \cdot g}, \quad (2.62)$$

де $P/\rho g$ – пьезометричний напір, м ст. р.; $\alpha W_k^2/2g$ – швидкісний напір, м ст. р.; α – коефіцієнт Коріоліса; W_k – швидкість; $\rho = 1255.7\text{ кг/м}^3$ – густина рідини.

Швидкість потоку всередині корпусу на віддаленні від перерізу I-I дорівнює:

$$W_k = \frac{4 \cdot Q_p}{\pi \cdot d_k^2}, \quad (2.63)$$

де Q_p – об’ємна витрата рідини; $d_k = 30$ мм – внутрішній діаметр корпусу форсунки.

Для того, щоб у перерізі I-I досягти величини абсолютного тиску 6000 Па, у даному місці швидкість потоку має дорівнювати:

$$W_{I-I} = \sqrt{2 \cdot g \left(H_k - \frac{P_{I-I}}{\rho \cdot g} \right)}, \quad (2.64)$$

де P_{I-I} – величина вакууму у перерізі I-I.

Розрахунок швидкості W_{I-I} рідини, при якій можлива кавітація всередині корпусу форсунки при температурі рідини 0 °С приведений в

Таблиця 2.3 – Розрахунок швидкості W_{I-I} рідини в корпусі форсунки

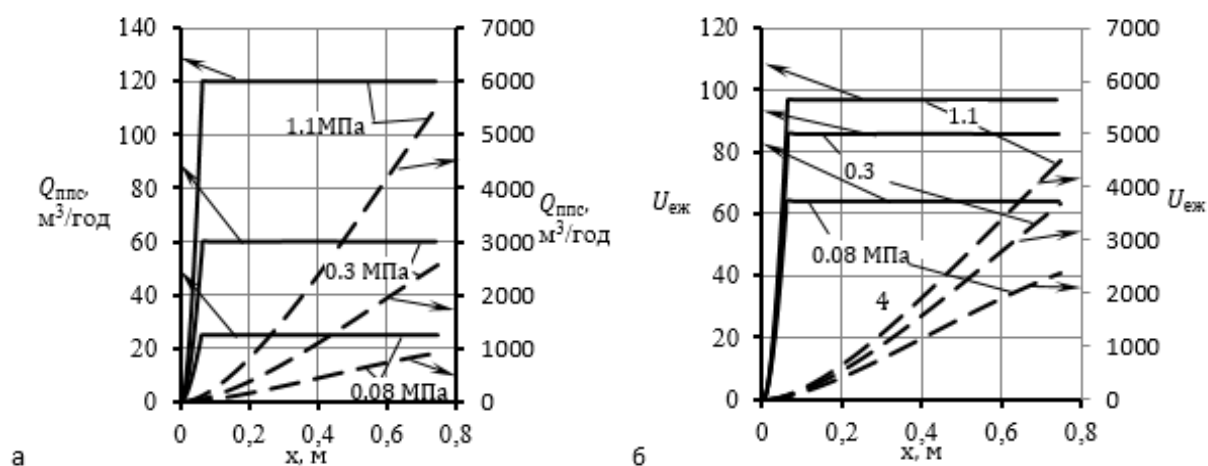
Параметр роботи форсунки	Варіант розрахунку		
	1	2	3
Тиск у корпусі форсунки P , МПа.	0.08	0.3	1.1
Продуктивність форсунки, м ³ /год	0.391	0.700	1.240
Швидкість в корпусі форсунки за формулою (2.63), W_k , м/с	0.154	0.275	0.487
Швидкість в соплі форсунки W_c , м/с	6.7	12.0	21.2
Повний напір у корпусі форсунки за формулою (2.62), H_k , м ст. р.	6.5	24.3	89.4
Швидкість W_{I-I} , при якій в перетині I-I виникне можлива кавітація при температурі рідини 0 °С	17.9	25.9	44.0

Як видно з таблиці 2.3 для зазначених режимів роботи форсунки швидкість у перетині W_{I-I} , при якій можлива кавітація значно перевищує відповідні швидкості у корпусі W_k і в соплі W_c . Якщо припустити теоретичну можливість виникнення кавітації у запропонованій форсунці, між вкладишем 3 і соплом 5 передбачений плавний конічний перехід, який робить неможливим утворення області низького тиску в перерізі I-I (рис. 2.4).

Для конденсаційної установки, що розглядається, питання створення необхідного тиску ежекційним апаратом не є принциповим. Ежекційний апарат розімкнутий на атмосферу. Тиск в апараті незначно відрізняється від атмосферного.

Подібні ежекційні апарати без резервуара (прямий забір повітря з атмосфери без підвідних газоходів) для цілей випарного охолодження води, пиловловлювання і обробки їх повітря були випробувані в промислових умовах. Величина середнього розрядження по входному перетині апарату становила орієнтовно десять Паскаль.

На рис. 2.14 виконано порівняння витрат газової фази і об'ємних коефіцієнтів ежекції ($U_{\text{еж}} = Q_{\text{ппс}}/Q_{\text{р}}$) ежекційного апарату з підключеною до нього мережею у вигляді трубопроводу діаметром 50 мм і вільного факелу, який не обмежений стінками.



а – зміна витрати газової фази по довжині апарату (суцільні криві, основна вісь ординат) та вільного факелу (штрихові криві, допоміжна вісь ординат); *б* – зміна коефіцієнту ежекції по довжині апарату (суцільні криві, основна вісь ординат) та вільного факелу (штрихові криві, допоміжна вісь ординат)

Рисунок 2.14 – Порівняння витрат газової фази і коефіцієнтів ежекції

З рис. 2.14 видно, що ежектування газової фази в ежекційному апараті припиняється в кінці зони вільного факелу, далі витрата газової фази не змінюється. Виконані розрахунки показують, що факел рідини, обмежений стінками апарату, з підключеною до нього мережею, ежектує в десятки разів менше газу, ніж вільний факел, який не обмежений стінками.

2.4 Дослідження спільної роботи ежекційного апарату і резервуару при великому диханні

Для тепломасообмінного розрахунку ежекційного апарату у складі конденсаційної системи уловлювання легких фракцій (УЛФ) важливо знати параметри пароповітряної суміші (ППС), яка до нього надходить при диханні резервуару. До цих параметрів належить об'ємна витрата ППС $Q_{\text{ппс}}$, об'ємна концентрація парів нафтопродукту в ній $C_{\text{кр}}$, тиск ППС p_3 на вході в апарат. Крім того потрібно знати час зливання τ_3 нафтопродукту з автомобільної цистерни в резервуар, протягом якого працює система УЛФ. Визначення цих параметрів забезпечується шляхом спільного рішення декількох задач:

- вирівнювання рівнів нафтопродукту в автомобільній цистерні і в резервуарі при витіканні під перемінним напором;
- газодинамічний розрахунок витoku ППС із дихального трубопроводу;
- розрахунок фактичних втрат нафтопродукту від випаровування.

Перелічені задачі пов'язані між собою спільними змінними.

Світлі нафтопродукти доставляються на АЗС автобензовозами, звідки зливаються самопливом в заглиблені резервуари. Особливості гідравлічного розрахунку при зливанні нафтопродуктів обумовлені конструкцією приймального резервуару і автомобільної цистерни, і наявністю дихальних клапанів на них. Крім того, зливання відбувається при перемінному напорі, який зменшується, тобто, строго кажучи, виток є несталим [64]. Якщо строго розглядати задачу про зливання нафтопродукту, то слід записати диференціальне рівняння процесу вирівнювання рідини [65]:

$$dt = - \frac{F_{\text{ц}} \cdot F_{\text{р}}}{F_{\text{ц}} + F_{\text{р}}} \cdot \frac{dz}{Q_{\text{б}}}, \quad (2.65)$$

де $F_{\text{ц}}$, $F_{\text{р}}$ - площа дзеркала рідини в цистерні і в підземному резервуарі відповідно; $Q_{\text{б}}$ - об'ємна витрата нафтопродукту; z - різниця рівнів рідини.

Очевидно, що коефіцієнт ежекції ежекційного апарату визначається не тільки роботою форсунки, стінками апарату, які обмежують факел рідини, місце-

вими опорами по ходу руху пароповітряної суміші, але також і роботою резервуару, до якого апарат підключений (рис. 2.15).

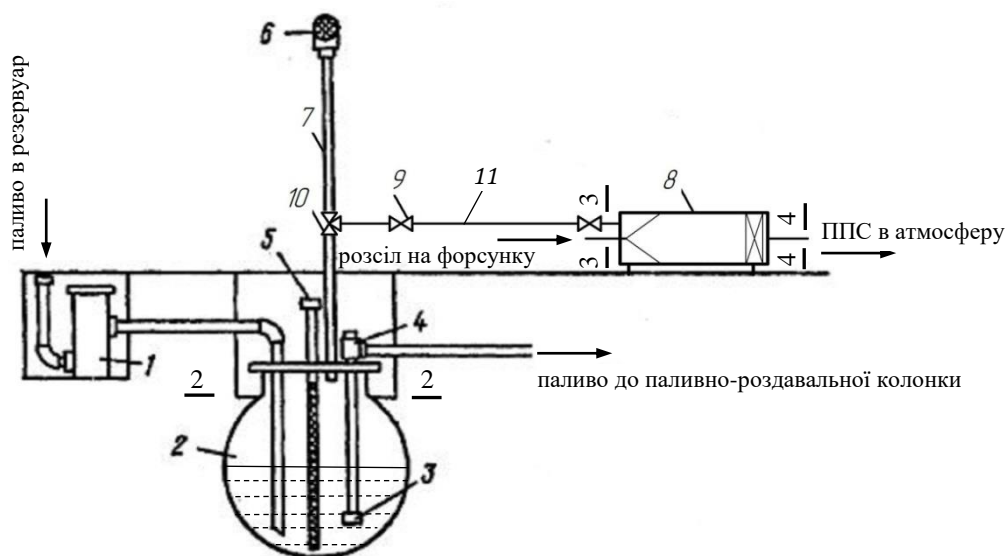
Процес витoku пароповітряної суміші через дихальну арматуру резервуару при малих і великих диханнях характеризується нестационарністю. Пік витрати має приходити на перші секунди вихлопу, далі витрата ППС і тиск в резервуарі зменшуються.

У перерізі 2-2 густина ППС дорівнює $\rho_{кр}$. Маса видаленої ППС за час dt :

$$dm_1 = -f_{тр} \cdot \phi \cdot \sqrt{\rho_{кр} \cdot P_2} \cdot \sqrt{\frac{2k}{k-1} \cdot \left(\left(\frac{P_3}{P_2} \right)^{\frac{2}{k}} - \left(\frac{P_3}{P_2} \right)^{\frac{k+1}{k}} \right)} dt, \quad (2.66)$$

де $\rho_{кр}$ – густина ППС біля кривлі.

Права частина рівняння (2.66) виведена з рівняння Бернуллі [66].



1 – зливний пристрій; 2 – резервуар для палива; 3 – клапан приймальний; 4 – кутовий противибуховий пристрій; 5 – замірний пристрій; 6 – клапан дихальний; 7 – труба дихального клапану; 8 – ежекційний апарат; 9 – клапан з датчиком тиску; 10 – трійник; 11 – трубопровід

Рисунок 2.15 – Принципова схема АЗС з підключеним до резервуару ежекційним апаратом

Рівняння стану ППС у газовому просторі резервуару:

$$P_2 = \rho \cdot \frac{RT}{M_{\text{ппс}}}, \quad (2.67)$$

де ρ – середня густина ППС в резервуарі;

$R = 8314$ Дж/(кмоль · К) – універсальна газова стала;

T – температура ППС в газовому просторі резервуару;

$M_{\text{ппс}}$ – молекулярна маса ППС в газовому просторі резервуару;

Диференціал функції P_2 (2.67) із незалежною змінною t має вигляд [67]:

$$dP_2 = \left(\frac{RT \cdot \frac{d\rho}{dt}}{M_{\text{ппс}}} - \frac{\rho RT \cdot \frac{dM_{\text{ппс}}}{dt}}{M_{\text{ппс}}^2} \right) dt. \quad (2.68)$$

Густина ППС в резервуарі:

$$\rho = \frac{m}{V_2}, \quad (2.69)$$

де m – маса ППС в резервуарі;

V_2 – об'єм ППС в резервуарі.

Диференціал функції ρ (2.69) із незалежною змінною t :

$$d\rho = \left(\frac{\frac{dm}{dt} \cdot V_2 - \frac{dV_2}{dt} \cdot m}{V_2^2} \right) dt.$$

Враховуючи, що $dV_2 = -Q_6 dt$, останнє рівняння можна записати як

$$d\rho = \left(\frac{\frac{dm}{dt} \cdot V_2 + Q_6 \cdot m}{V_2^2} \right) dt, \quad (2.70)$$

де Q_6 – витрата нафтопродукту.

Молекулярна маса ППС:

$$M_{\text{ппс}} = M_y \cdot C + (1 - C) \cdot M_B.$$

Диференціал функції $M_{\text{ппс}}$:

$$dM_{\text{ППС}} = \left((M_y - M_B) \cdot \frac{dC}{dt} \right) dt, \quad (2.71)$$

де M_y, M_B – молекулярна маса парів вуглеводнів та повітря відповідно;

C – об'ємна концентрація парів вуглеводнів в ППС, $\text{м}^3(\text{парів})/\text{м}^3(\text{ППС})$.

Виражаючи об'ємну концентрацію ППС через масову, представимо різницю об'ємних концентрацій між поточним часом і початковим:

$$C = \frac{C_m}{\frac{M_y}{M_B} - C_m \left(\frac{M_y}{M_B} - 1 \right)}.$$

Диференціал функції C має вигляд:

$$dC = \left(\frac{\frac{M_y}{M_B} \cdot \frac{dc_m}{dt}}{\left(\frac{M_y}{M_B} - c_m \left(\frac{M_y}{M_B} - 1 \right) \right)^2} \right) dt, \quad (2.72)$$

де c_m – масова концентрація парів вуглеводнів в ППС, $\text{кг}(\text{парів})/\text{кг}(\text{ППС})$.

Масова концентрація ППС в резервуарі:

$$C_m = \frac{m_y}{m},$$

де m_y – маса вуглеводнів у газовому просторі резервуару;

Диференціал функції C_m :

$$dc_m = \left(\frac{m \cdot \frac{dm_y}{dt} - m_y \cdot \frac{dm}{dt}}{m^2} \right) dt. \quad (2.73)$$

Зміну маси вуглеводнів dm_y можна представити як суму маси вуглеводнів, яка випарувалася в газовий простір і вуглеводнів, які були видалені через дихальний трубопровід:

$$dm_y = c_{m.\text{кр}} \cdot dm_1 + dm_2, \quad (2.74)$$

де $c_{m.\text{кр}}$ – масова концентрація ППС біля кривлі;

dm_2 – маса вуглеводнів, яка випарувалася у газовий простір резервуару за час dt .

Маса dm_2 визначається за формулою

$$dm_2 = J_{\text{зак}} F_p dt, \quad (2.75)$$

$J_{\text{зак}}$ – густина потоку речовини;

F_p – площа дзеркала нафтопродукту в резервуарі.

Зміна маси ППС в резервуарі:

$$dm = dm_1 + dm_2. \quad (2.76)$$

Таким чином математична модель зливання бензину і видалення ППС складається із десяти диференціальних рівнянь: рівняння вирівнювання рідини, рівняння зміни тиску в резервуарі (2.68), зміни середньої густини ППС у газовому просторі резервуару (2.69), зміни молекулярної маси ППС (2.71), зміни об'ємної концентрації ППС у резервуарі (2.72), зміни масової концентрації ППС у резервуарі (2.73), зміни маси вуглеводнів у резервуарі (2.74), зміни маси видаленої ППС (2.66), зміни маси ППС, яка випарувалася у газовий простір резервуару (2.75), зміни маси ППС у резервуарі (2.76).

Початковий тиск в резервуарі $P_2(0)$, початкова густина ППС $\rho(0)$, початкова молекулярна маса ППС $M_{\text{ппс}}(0)$, початкові об'ємна та масова концентрації $C(0)$, $C_m(0)$, початкова маса вуглеводнів $m_y(0)$, початкова маса ППС у газовому просторі $t(0)$ визначаються згідно з [68]. Початкова маса видаленої ППС $m_1(0)$ та маса парів, яка випарувалася $m_2(0)$ дорівнює нулю.

Останніми замикаючими рівняннями є співвідношення для визначення параметрів ППС біля кривлі, і інтенсивності випаровування нафтопродукту з поверхні рідини, які можуть бути визначені за допомогою методик розрахунку фактичних втрат нафтопродукту від випаровування.

В роботі [69] виконаний аналіз методик розрахунку втрат бензинів із горизонтальних резервуарів унаслідок випаровування. Однією з них є методика розрахунку втрат нафтопродуктів із заглиблених резервуарів А.В. Кулагіна [70]. Пере-

вагою цієї методики є можливість враховувати нерівномірність розподілу концентрації парів і випаровування нафтопродукту з його поверхні.

Розподіл концентрації по висоті газового простору резервуару описується функцією із початком координат біля нижньої утворюючої горизонтального циліндричного резервуару:

$$C(y) = a1 \cdot (H_p - y)^n + b1, \quad (2.77)$$

де H_p – висота резервуару; $a1, b1$ – коефіцієнти; n – показник ступеня, який, згідно з експериментальними даними, для підземних резервуарів РГС при заповненні в весняно-літні періоди дорівнює 1.5 [71,72].

Густина потоку речовини $J_{\text{зак}}$ розраховується за формулою [68]:

$$J_{\text{зак}} = \frac{Kt_{\text{зак}} \cdot \rho \cdot D_m}{\sqrt{\frac{v_{\text{ппс}}^2 \cdot M_{\text{ппс}} \cdot T_б}{g \cdot M_y \cdot T_{\text{ппс}}}}}, \quad (2.78)$$

де $Kt_{\text{зак}}$ – безрозмірний критерій подібності, який характеризує інтенсивність випаровування нафтопродуктів; ρ – густина ППС; D_m – коефіцієнт дифузії парів; $v_{\text{ппс}}$ – кінематична в'язкість ППС; $T_б, T_{\text{ппс}}$ – абсолютні температури бензину і ППС.

Чисельний розв'язок задачі при зливання бензину у підземний резервуар АЗС виконаний для наступних умов:

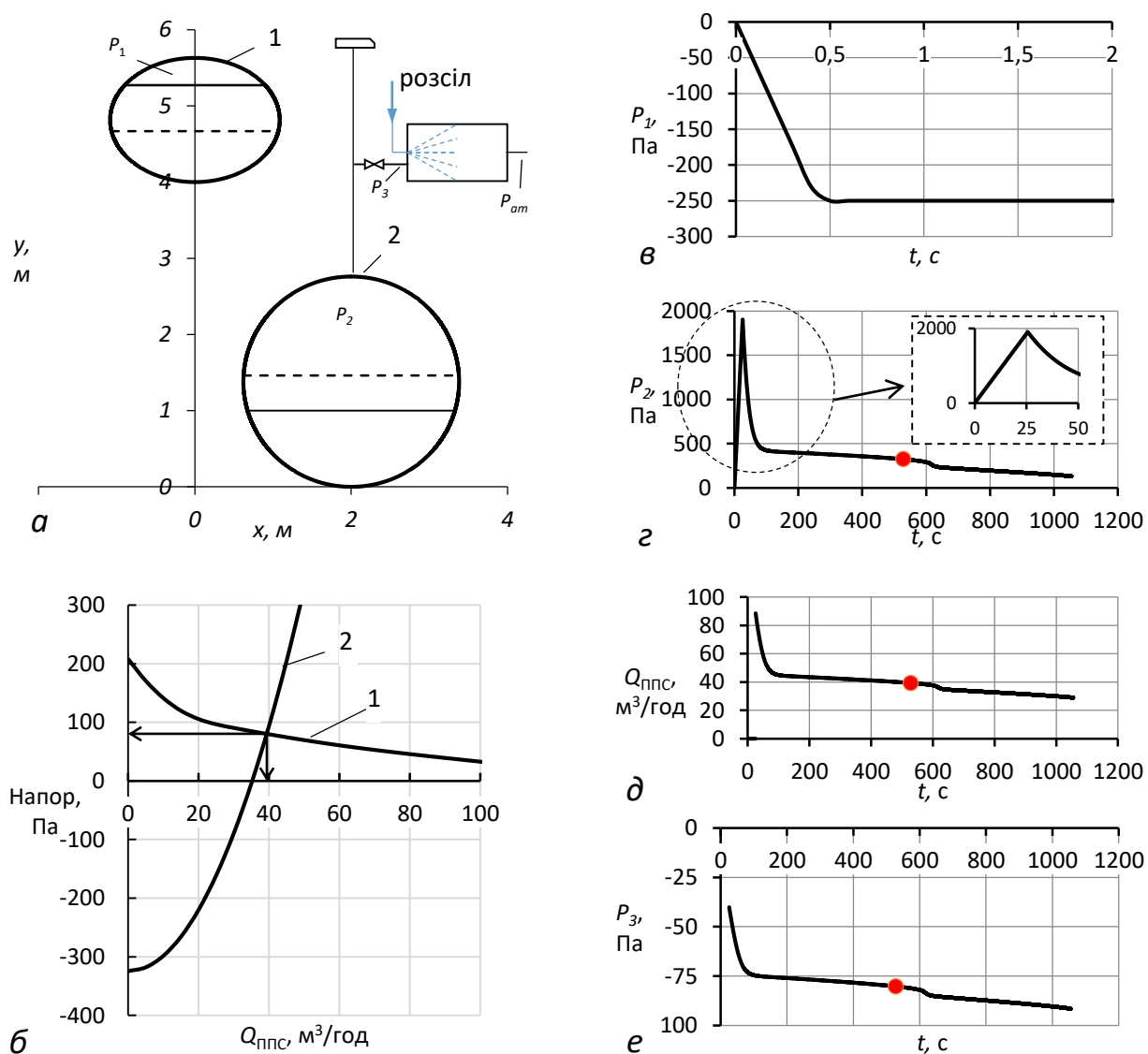
тип резервуару	РГС 25;
модель автобензовозу	АЦ-1-260;
об'єм бензину, який зливається.....	10 м ³ ;
початковий рівень бензину в резервуарі, z_{p0}	1 м;
різниця між утворюючими цистерни і резервуару, h	4 м;
діаметр зливного патрубку цистерни, d_0	75 мм;
довжина зливного патрубку цистерни, l_0	0.3 м;
довжина рукава, l	3 м;
діаметр рукава, d	0.075 м;

довжина приймального трубопроводу, l_T	3 м;
діаметр приймального трубопроводу, d_T	0.08 м;
коефіцієнт місцевого опору	
на виході із цистерни	0.5;
коліна	1.3;
вогневого перешкоджувача	5;
фільтра	1.7;
муфти зливної	1;
засувки	0.05;
на виході із зливного трубопроводу	1;
атмосферний тиск, $P_{ат}$	101300 Па;
тиск спрацювання дихального клапану резервуару, $P_{кд}$	1900 Па;
вакуум спрацювання дихального клапану цистерни, $P_{кв}$	250 Па;
густина бензину, $\rho_б$	740 кг/м ³ ;
температура газового простору	283 К;
в'язкість бензину	1 сСт;
діаметр дихального трубопроводу, d_d	50 мм;
показник адіабати, k	1.4;
коефіцієнт місцевого опору	
на вході в дихальний трубопровід, $\zeta_{вх}$	0.5;
трійника, $\zeta_{тр}$	1.5;
коліна, $\zeta_к$	3.4;
довжина дихального трубопроводу, l_d	6 м;
тиск насичених парів бензину по Рейду, P_R	57000 Па;
температура початку кипіння бензину, $T_{нк}$	319 К;
початкова об'ємна концентрація парів бензину у	
газовому просторі резервуару, C_0	0.2 $\frac{\text{м}^3(\text{парів})}{\text{м}^3(\text{ППС})}$.

Результати розрахунку показують, що дихальний клапан цистерни відкри-

ється через $t_{\text{кв}} = 0.5$ с від початку зливання, а клапан резервуару – через $t_{\text{кд}} = 25$ с.

На рис. 2.16, *a* показаний рівень бензину у резервуарі 2 і в цистерні 1 на початку зливання (суцільні прямі). Штриховими прямими показаний рівень, який буде відповідати 528 секунди зливання. Цей момент часу вибраний довільно. Загальний час зливання складе 1056 с (17.6 хв.).



a) рівень бензину в цистерні і в резервуарі; *б)* робоча точка ежекційного апарату; *в)* зміна вакууму в цистерні; *з)* зміна надлишкового тиску в резервуарі; *д)* зміна витрати ППС; *е)* зміна вакууму на всасі ежекційного апарату

Рисунок 2.16 – Параметри зливання бензину

У перші секунди від початку зливання дихальні клапани резервуару і цис-

терни зачинені. Тиск P_1 в цистерні перші пів секунди зменшується лінійно від атмосферного до тиску, який менше атмосферного на величину налаштування дихального клапану цистерни на вакуум. (рис. 2.16, в). Через пів секунди, при досягненні граничної величини вакууму у 250 Па клапан відчиниться. В ході подальшого зливання величина вакууму не змінюється.

На рис. 2.16, г представлений графік зміни надлишкового тиску P_2 в резервуарі. У перші 25 секунд зливання тиск збільшується від атмосферного до величини спрацювання дихального клапану. При досягненні величини спрацювання дихального клапану у 1900 Па, клапан відчиниться, і тиск почне, зменшуватись згідно із рівнянням (2.68). При цьому величина тиску завжди буде більше атмосферного. Надлишковий тиск створюється завдяки підвищенню рівня бензину в резервуарі. Червоним маркером позначена величина тиску на 528 секунд. Те ж саме стосується параметрів зливання і на інших графіках.

Викид ППС починається із відкриттям дихального клапану резервуару через 25 секунд від моменту початку зливання бензину (рис. 2.16, д). Протягом перших 100 секунд спостерігається значне зменшення об'ємної витрати ППС. Далі витрата ППС зменшується поступово відповідно зміні тиску P_2 в резервуарі.

На рис. 2.16, б нанесена гідравлічна характеристика ежекційного апарату (крива 1), яка перетинає напірну характеристику (крива 2) лінії, що з'єднує ежекційний апарат з кривлею резервуару. Робоча точка відповідає моменту зливання на 528 секунд. При зливанні нафтопродукту робоча точка буде переміщатися в бік меншої витрати ППС. При цьому повний напір, який розвиває ежекційний апарат буде збільшуватися. В даній схемі повний напір апарату кількісно дорівнює вакууму P_3 , який створюється на всмоктувальній лінії апарату. Зміну вакууму P_3 можна відстежити на рис. 2.16, е. Із зменшенням витрати ППС вакуум збільшується (рис. 2.16, д, е).

Рисунок 2.17, а дозволяє відстежити зміну об'єму ППС (штрихові криві) в автомобільній цистерні 1 та в резервуарі 2. Суцільними кривими позначено зміну об'єму бензину в цистерні 1 та в резервуарі 2. Графік зміни об'ємної витрати бензину представлений на рис. 2.17, б.

Протягом перших 25 секунд, коли дихальний клапан резервуару ще закритий, витрата бензину, який зливається, швидко зменшується (2.17, б). Після відкриття дихального клапану, протягом наступних 20 секунд спостерігається зростання витрати бензину. Це обумовлено наступним: оскільки на даному часовому інтервалі різко знижується тиск в резервуарі P_2 (рис. 2.16, з), то зросте статичний напір, який визначається формулою

$$H_{ст} = \frac{P_1 - P_2}{\rho_6 g} + z. \quad (2.79)$$

Протягом часу $t_{кд}$ густина ППС (рис. 2.18, а) зростає із зростанням тиску в резервуарі (рис. 2.16, з).

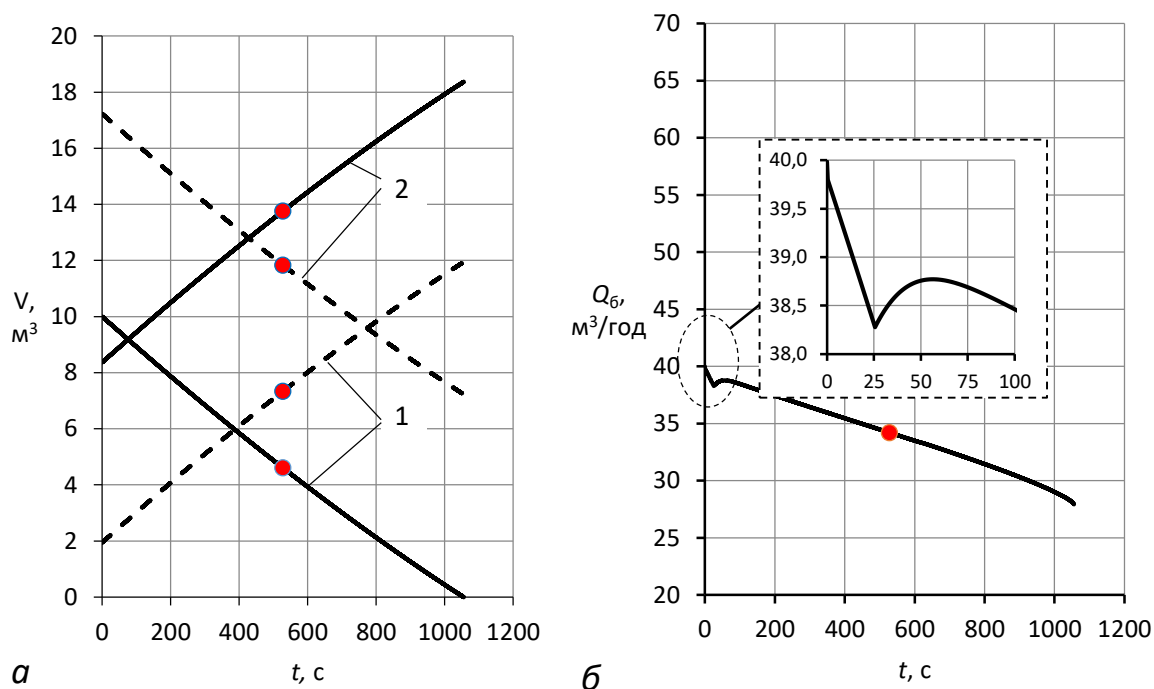
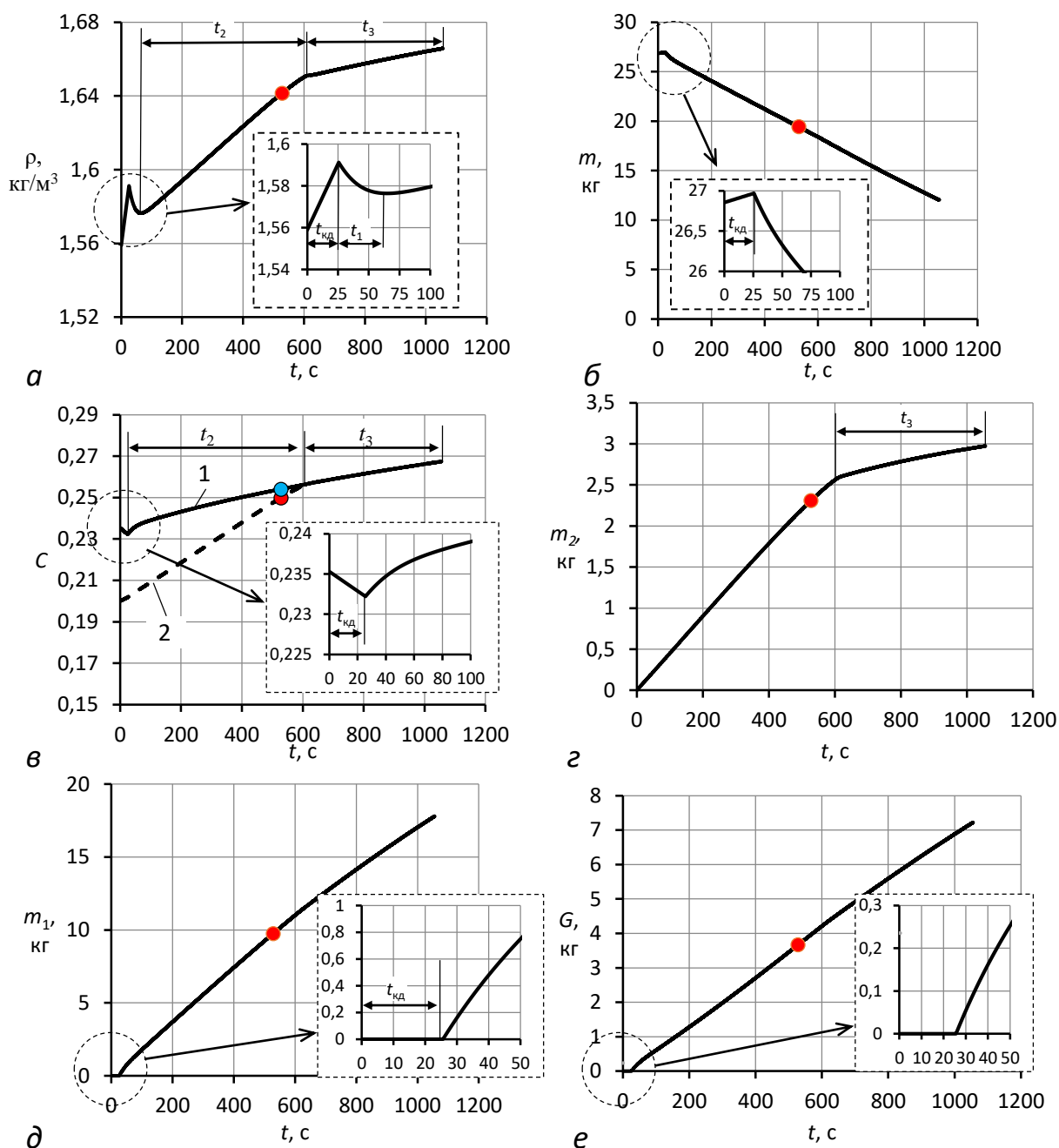


Рисунок 2.17 – Графік зміни об'ємів бензину та ППС в газових просторах резервуару та цистерни (а), та зміни об'ємної витрати бензину (б)

Після відкриття дихального клапану резервуару тиск різко знижується (рис. 2.16, з), що супроводжується зниженням густини ППС (рис. 2.18, а, ділянка t_1). Далі, всупереч зниженню тиску в резервуарі, густина ППС зростає (ділянка t_2, t_3). Поясненням цьому є зростання середньої по висоті газового простору концентрації парів (рис. 2.18, в, крива 2) за рахунок витіснення менш насичених об'ємів ППС і випаровування з поверхні рідини.

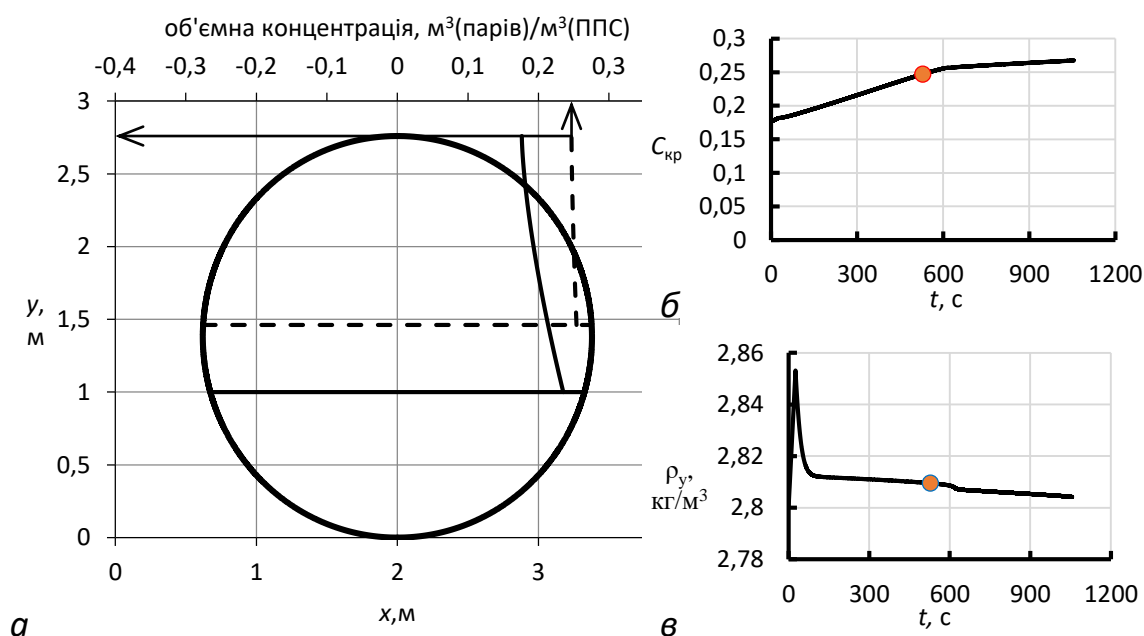


а) зміна густини ППС; б) зміна кількості ППС у газовому просторі; в) зміна об'ємної концентрації парів на лінії насичення C_s (крива 1) та середньої у газовому просторі об'ємної концентрації парів C_{cp} (крива 2); г) зміна кількості парів вуглеводнів, яка випаровується у газовий простір з поверхні нафтопродукту; д) зміна кількості ППС, яка видалена з резервуару; е) втрати нафтопродукту

Рисунок 2.18 – Показники великого дихання резервуару

Зміна маси ППС в резервуарі m представлена на рис. 2.18, б. Протягом часу t_{KD} , коли дихальний клапан ще закритий, видалення ППС не відбувається (маса вида-

леної ППС m_1 на даній ділянці дорівнює нулю (рис. 2.18, δ)). На часовому проміжку $t_{\text{кд}}$ спостерігається зростання маси m за рахунок збільшення маси вуглеводнів m_2 , які випарувалися в газовий простір (рис. 2.18, ε). Після відкриття дихального клапану, маса ППС m зменшується (рис. 2.18, δ) по причині видалення ППС (маса видаленої ППС m_1 зростає (рис. 2.18, δ)). При видаленні ППС втрачаються пари бензину, кількість яких можна відстежити на e . Концентрація парів на лінії насичення C_s (крива 1 на рис. 2.18, ε) на часовому проміжку $t_{\text{кд}}$ зменшується, що пояснюється збільшенням тиску в резервуарі при закритому клапані. Із відкриттям клапану тиск зменшується, відповідно збільшується концентрація C_s .



Графік зміни об'ємної концентрації парів біля кривлі (δ) та густини парів (ε); графік (a) зміни об'ємної концентрації парів по висоті газового простору на початку операції зливання (суцільна крива) та на 528 с (штрихова крива)

Рисунок 2.19 – Параметри ППС

Збільшення концентрації насичення C_s пояснюється також збільшенням об'єму бензину в резервуарі по відношенню до об'єму парогазової суміші. Із видаленням менш насичених шарів вуглеводнів збільшується також і середня концентрація парів у газовому просторі $C_{\text{ср}}$ (крива 2 на рис. 2.18, ε).

На часовому інтервалі t_3 середня концентрація сягає величини концентрації на лінії насичення. При цьому величина рухомої сили випаровування значно

зменшується і процес випаровування бензину уповільнюється (часовий інтервал t_3 на рис. 2.18, *з*).

На рис. 2.19, *б*, *в*, рис. 2.17, *д* представлені графіки об'ємної концентрації у кривлі $C_{кр}$, густини парів ρ_y та об'ємної витрати ППС $Q_{ппс}$ як функції від часу t .

В таблиці 2.4 виконано порівняння експериментальних [70] і розрахункових даних по втратам бензину при великих диханнях. Розрахункові дані отримані за умови, що середня початкова середня об'ємна концентрація парів складає $C = 0.231 \text{ м}^3(\text{парів})/\text{м}^3(\text{ППС})$. Відповідне значення початкової концентрації біля кривлі складає $C_{кр} = 0.229 \text{ м}^3(\text{парів})/\text{м}^3(\text{ППС})$.

Таблиця 2.4 – Порівняння розрахункових даних по втратах при великих диханнях з експериментальними

Дата	Час зливання, хв.	T_0 , К	$Q_{ппс.е}$, м ³ /год	$Q_{ппс.р}$, м ³ /год	$C_{кр.е}$, %	$C_{кр.р}$, %	Втрати експериментальні [71] G_e , кг	Втрати розрахункові G_p , кг
Резервуар РГС 25, бензин А-76 ($V_{а/ц} = 10.5 \text{ м}^3$)								
12.05.02	0	283	42.65	36.06	22.91	22.90		
	2				23.49	23.98	0.93	0.93
	5				24.17	24.68	1.37	1.38
	6				24.52	24.88	0.49	0.45
	7				24.65	25.08	0.48	0.44
	9				25.21	25.44	0.97	0.87
	11				25.17	25.77	0.95	0.84
	12				25.37	25.92	0.47	0.41
	13				23.78	26.07	0.47	0.4
	15				24.28	26.36	0.90	0.79
	17				25.36	26.64	0.88	0.76
							$\sum G_e = 7.92$	$\sum G_p = 7.28$

Відмінність величини сумарних втрат $\sum G_p$ від величини експериментальних $\sum G_e$ складає не більш ніж 9 %, що дозволяє говорити про адекватність методики чисельного розрахунку втрат при великих диханнях. При аналогічних входних даних виконаний розрахунок втрат бензину при великих диханнях за методикою А.В. Кулагіна. Згідно з розрахунком втрати складають 10.5 кг, що на 32.6 % більше, ніж експериментальні втрати.

Висновок по другому розділу

Виконані дослідження гідродинаміки горизонтального газорідинного факелу і спільної роботи ежекційного апарату і підземного резервуару АЗС, які дозволили зробити наступні висновки:

1. Газорідинний факел представляє собою сукупність крапель, траєкторія руху яких визначається дією сил тяжіння, опору середовища нахилом і абсолютною величиною початкового вектора швидкості. При швидкості рідини більше 19 м / с і довжині горизонтально направлено факела до 1 м форму останнього можна вважати конусом, утвореним обертанням крайньої бічної струминки навколо осі, що збігається з напрямком горизонту.

2. Запропонований теплообмінний апарат створює незначний ежекційний ефект, величина якого становить десятки і сотні Паскаль.

3. Переміщення пароповітряної суміші з газового простору підземного резервуару АЗС визначається у більшій мірі витісненням бензином, що зливається в резервуар, тоді як ежекційний ефект практично не впливає на параметри зливання і інтенсивність випаровування.

3 ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕПЛОМАСООБМІНУ В ЕЖЕКЦІЙНОМУ АПАРАТІ

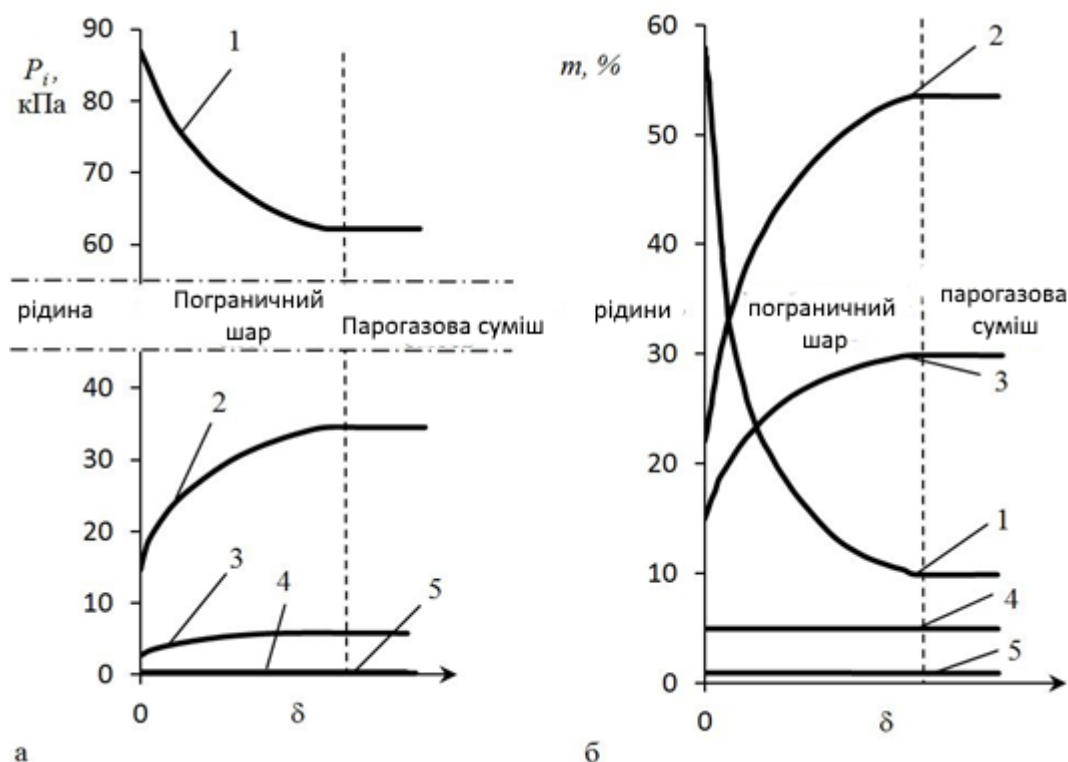
3.1 Постановка задач дослідження тепломасообміну в конденсаторі парів ежекційного типу

Розглядається моделювання процесів тепло- і масообміну стосовно до роботи конденсатора парів вуглеводнів з парогазової суміші, виконаного на базі ежекційного апарату з горизонтальним факелом холодних крапель розсолу [73]. Пропонований апарат має низку переваг перед аналогічними контактними апаратами, які використовують в якості холодної рідини розсіл [74]. Основне з переваг – висока пожежо- та вибухобезпека при роботі з сумішшю парів вуглеводнів і повітря. Конденсація пара з пароповітряної суміші (ППС) в такому апараті відбувається на краплях, струмках і плівках з великою площею поверхні контакту фаз і високою інтенсивністю тепло- і масообміну. На швидких краплях в пароповітряної суміші досягається зменшення термічного і дифузійного опорів. Порожній ежекційний апарат відрізняється простою конструкцією і порівняно низькою вартістю.

Гідродинамічна картина в апараті і картина процесів тепло- і масообміну видається складною. Спостерігається рухома змінна поверхня контакту фаз. Краплі з факела, потрапляючи на поверхню стінок і жалюзі краплевловлювача, утворюють плівки і струмки. У факелі утворюються зони з рециркуляцією парогазової фази. Одночасно з пароповітряної суміші конденсуються пари декількох вуглеводнів і водяні пари в присутності повітря, що не конденсується. Конденсат з вуглеводнів не змішується з водою і розсолем. На процес конденсації також впливають: кривизна поверхні крапель; зміна теплофізичних властивостей речовин в процесі конденсації парів; непередбачуваний розподіл конденсатів, які утворюються на холодних поверхнях. У промисловому технологічному процесі ППС примусово витісняється з резервуара для зберігання бензину при його заповненні. Ефект ежекції пароповітряної суміші факелом розпилу в апараті доповнює вимушену конвекцію суміші при витісненні. Ці фактори бажано враховувати при моделюванні гідродинамічної картини в апараті.

Основний позитивний ефект від роботи ежекційного апарату – пожежо-і вибухобезпечність. Весь обсяг апарату заповнений краплями водного розчину солі з мінусовою температурою, що виключає займання пароповітряної суміші. Інший позитивний ефект, одержуваний при експлуатації ежекційного апарату – можливість регулювання сумарної поверхні крапель у факелі шляхом зміни перепаду тиску рідини в форсунки. Регулювання поверхні контакту фаз дозволяє змінювати ефективність конденсації пари вуглеводнів. Збільшення ефективності досягається шляхом зменшення діаметра крапель за рахунок збільшення наявного напору на форсунки. При цьому насос буде витрачати більше енергії. При дуже малих діаметрах крапель на рушійну силу конденсації парів впливає кривизна поверхні розділу фаз. Даний ефект знижує ефективність конденсації пари, що також слід брати до уваги при моделюванні тепломасообміну в контактних апаратах. ППС, що отримується в резервуарах при випаровуванні бензинів, є багатоконпонентною. Крім водяної пари і повітря вона містить пари алканів (в гомологічній ряду від пропану до нонана), бензол, толуол, гексен. Конденсат вуглеводнів з цієї суміші відповідає характеристикам газового бензину. До складу конденсату в основному входять пропан, гексан і гептан. На рис. 3.1 наведені приклади зміни парціальних тисків (рис. 3.1, а) і концентрацій (рис. рис. 3.1, б) компонентів ППС в дифузійному прикордонному шарі при їх конденсації. Дані графіки побудовані за відомою кореляцією Антуана для тиску насичених парів [75] при температурах поверхні крапель розсолу $-15\text{ }^{\circ}\text{C}$ і ППС на границі прикордонного шару $+20\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Збільшення концентрації повітря в пароповітряній суміші, яка знаходиться в робочому об'ємі апарату, відбувається як за рахунок конденсації парів вуглеводнів, так і за рахунок можливого підсосу повітря з навколишнього середовища в апарат. Останній ефект обумовлений конструкцією апарату. Водяні пари потрапляють в резервуар разом з повітрям. Їх концентрація залежить від стану навколишнього середовища. При великому вологовмісті повітря теплоту конденсації водяної пари слід враховувати при теплових розрахунках апарату. Теплота конденсації водяної пари в 6-8 разів більше теплоти конденсації парів вуглеводнів. Дослідження спільної конденсації парів вуглеводнів і води в ежекційному апараті становить науковий інтерес.



1 - повітря (компонент, що не конденсується); 2 - пентан; 3 - гексан; 4 - гептан;
5 - водяні пари

Рисунок 3.1 – Зміна парціальних тисків (а) і об'ємних концентрацій (б) компонентів парогазової суміші в дифузійному прикордонному шарі при їх конденсації на поверхні холодної рідини

Постановка завдання включає вибір моделі тепло- і масообмінних процесів в ежекційному апараті з урахуванням прийнятої гідродинамічної картини і проведення чисельного моделювання його роботи. Нами розглядається стаціонарна течія двофазного потоку, в якому дисперсним середовищем є охоложені краплі розсолу, що формують факел розпилу, а дисперсійним – суміш парів вуглеводнів і води з повітрям. У всій робочій зоні апарату пари вважаються насиченими, і кожному з значень їх концентрацій відповідають певні значення температур насичення. У міру руху фаз відбувається конденсація парів вуглеводнів на краплях розсолу і стінках апарату. Цей процес супроводжується виділенням теплоти конденсації і, відповідно, нагріванням рідини. Наявність в ППС повітря, яке не конденсується, ускладнює доступ пара до поверхні конденсації. В результаті ефективність конденсації зменшується. Будемо розглядати ППС як бінарну з єдиним для суміші коефіцієнтом D дифузії.

3.2 Математична модель тепломасообміну

Рівняння теплового балансу і теплопередачі. Розглядається розрахунок контактного теплообмінника пропонованої конструкції, який зводиться до спільного вирішення рівнянь теплового балансу і теплопередачі. Розрахунок ускладнюється тим, що витрата фаз обох теплоносіїв в значній мірі змінюється по довжині апарату. Тому для вирішення поставленого завдання не можуть бути використані типові аналітичні рішення диференціальних рівнянь теплового балансу і теплопередачі. Рішення може бути отримано використанням згаданих рівнянь спільно з рівняннями, що описують гідродинамічну картину в апараті [15], і може бути здійснено лише за допомогою численних методів. Розрахунок відноситься до повірного, так як нами передбачається, що відоме число і вихідний діаметр крапель у факелі. Рівняння зміни діаметра крапель по довжині апарату виводиться виходячи з рівняння балансу маси: потік маси парів за час $d\tau$ через поверхню фазового переходу площиною $4\pi r_k^2$ повинен дорівнювати масі парів, яка сконденсувалася на поверхні крапель:

$$J_{п.гр} 4\pi r_k^2 d\tau = 4\pi r_k^2 \rho_{конд.} dr_k, \quad (3.1)$$

де $\rho_{конд.}$ – густина конденсату, що утворився на краплі.

З врахуванням того, що $d\tau = dx / \omega_p$, де ω_p – швидкість крапель рідини, рівняння зміни діаметра крапель по довжині апарату набуде вигляду:

$$\frac{d(d_k)}{dx} = \frac{2J_{п.гр}}{\rho_{конд.} \omega_p}. \quad (3.2)$$

Для виведення рівняння зміни температури рідини по довжині апарату запишемо рівняння теплопереносу при теплообміні між ППС і краплею розсолу:

$$\begin{aligned} \frac{4}{3} \pi r_k^3 \rho_p C_{p,p} dT_p = \frac{Nu \lambda_{ппс}}{d_k} (T_{г.ф} - T_p) 4\pi r_k^2 d\tau + L_{вуг.} \rho_{конд.вуг.} 4\pi r_k^2 dr_{к.вуг.} + \\ + L_{вод.} \rho_{конд.вод.} 4\pi r_k^2 dr_{к.вод.}, \end{aligned} \quad (3.3)$$

де Cp_p – питома масова теплоємність рідини, Дж/(кг·К);

T_p – температура рідини, К;

Nu – тепловий критерій Нуссельта;

$\lambda_{\text{ппс}}$ – коефіцієнт теплопровідності пароповітряної суміші, Вт/(м·К);

$T_{г.ф}$ – температура ППС в факелі, К;

$L_{\text{вуг.}}$, $L_{\text{вод.}}$ – питома теплота конденсації парів вуглеводнів і парів води відповідно, Дж/кг;

$\rho_{\text{конд.вуг.}}$, $\rho_{\text{конд.вод.}}$ – густина вуглеводнів і води, яка сконденсувалися відповідно, кг/м³.

$dr_{\text{к.вуг.}}$, $dr_{\text{к.вод.}}$ – приріст радіуса краплі при конденсації пари вуглеводнів і води відповідно.

Перший доданок правої частини рівняння (3.3) характеризує теплоту, передану краплі за допомогою конвективної тепловіддачі. Велика частина теплового потоку обумовлена виділенням теплоти фазового переходу, величина якої характеризується другим і третім доданком в правій частині даного рівняння. Замінюючи $d\tau$ на dx / ω_p , запишемо рівняння зміни температури рідини по довжині апарату:

$$\frac{dT_p}{dx} = \frac{6Nu\lambda_{\text{ппс}}(T_{г.ф} - T_p)}{d_k^2 Cp_p \rho_p \omega_p} + \frac{3L_{\text{вуг.}} \rho_{\text{конд.вуг.}}}{d_k Cp_p \rho_p} \frac{dd_{\text{к.вуг.}}}{dx} + \frac{3L_{\text{вод.}} \rho_{\text{конд.вод.}}}{d_k Cp_p \rho_p} \frac{dd_{\text{к.вод.}}}{dx}, \quad (3.4)$$

Критерій Нуссельта при обтіканні краплі ППС визначається за формулою Дрейка [76]:

$$Nu = 2 + 0.45Re^{0.55} Pr^{0.33}, \quad (3.5)$$

де $Re = \frac{\omega_p d_k}{\nu_{\text{ппс}}}$ – число Рейнольдса; Pr – число Прандтля ППС.

В області обмеженого руху факела теплообмін відбувається частково на краплях, а частково на стінках апарату. Кількість теплоти, що передається від ППС до стінок апарату через елементарну поверхню площею, визначається за рівнянням:

$$dQ_{\text{ст}} = \alpha(T_{\text{г.ф.}} - T_{\text{р}})dF + J_{\text{вуг.гр}} L_{\text{вуг.}} dF + J_{\text{вод.гр}} L_{\text{вод.}} dF, \quad (3.6)$$

де α – коефіцієнт тепловіддачі при явному теплообміні від ПВС до стінок апарату, Вт/(м²·К).

Оскільки в попередніх рівняннях диференціювання здійснюється по dx , при розрахунках елемент dF зручно представити як $P_c dx$ де P_c – периметр перетину апарату:

$$\frac{dQ_{\text{ст}}}{dx} = \alpha(T_{\text{г.ф.}} - T_{\text{р}})P_c + J_{\text{вуг.гр}} L_{\text{вуг.}} P_c + J_{\text{вод.гр}} L_{\text{вод.}} P_c. \quad (3.7)$$

При охолодженні ППС можна виділити явну теплоту і приховану теплоту [77]:

$$\frac{dQ_{\text{п}}}{dx} = \frac{dQ_{\text{я}}}{dx} + \frac{dQ_{\text{м}}}{dx}, \quad (3.8)$$

де $dQ_{\text{п}}$ – повний потік тепла, Вт;

$dQ_{\text{я}}$ – потік явного тепла, обумовлюється зміною температури повітря;

$dQ_{\text{м}}$ – потік прихованого тепла, обумовлюється фазовим перетворенням.

Потік явного тепла визначається зміною температури повітря:

$$\frac{dQ_{\text{я}}}{dx} = -G_{\text{пов}} C_{p\text{пов}} \frac{dT_{\text{г.ф.}}}{dx}, \quad (3.9)$$

де $G_{\text{пов}}$ – масова витрата повітря, кг/с;

$C_{p\text{пов}}$ – питома теплоємність повітря, Дж/(кг·К).

При конденсації парів вуглеводнів і води з ППС виділяється теплота і виникає тепловий потік $dQ_{\text{м}}$, що обумовлює нагрівання крапель розсолу. Величина цього потоку визначається за рівнянням:

$$\frac{dQ_{\text{м}}}{dx} = \frac{dG_{\text{м.вуг.}}}{dx} L_{\text{вуг.}} + \frac{dG_{\text{м.вод.}}}{dx} L_{\text{вод.}}, \quad (3.10)$$

де $G_{\text{м.вуг.}}$, $G_{\text{м.вод.}}$ – масова витрата вуглеводневого і водяного конденсату відповідно.

Похідні масової витрати вуглеводневої і водяного конденсатів дорівнюватимуть похідним масової витрати вуглеводневих і водяної пари відповідно:

$$\frac{dG_{m.\text{вуг.}}}{dx} = -\frac{d(\rho_{\text{вуг.}} V_{\text{г.ф}} f_{\phi})}{dx}; \quad (3.11)$$

$$\frac{dG_{m.\text{вод.}}}{dx} = -\frac{d(\rho_{\text{вод.}} V_{\text{г.ф}} f_{\phi})}{dx}, \quad (3.12)$$

де $\rho_{\text{вуг.}}$, $\rho_{\text{вод.}}$ – густина парів вуглеводнів і води відповідно, кг(парів)/м³ (ППС);

$V_{\text{г.ф}}$ – швидкість ППС в факелі, що визначається з урахуванням моделі гідродинаміки [15];

f_{ϕ} – площа поперечного перерізу факела, яка визначається з урахуванням моделі гідродинаміки [15].

Знак «мінус» в рівняннях (3.11), (3.12) враховує зменшення витрати пари вуглеводнів і води в напрямку координати x .

З вищевикладеного можна записати рівняння теплового балансу потоків в апараті:

$$G_p C_{p_p} \frac{dT_p}{dx} + \frac{dQ_{\text{ст}}}{dx} = -G_{\text{пов.}} C_{p_{\text{пов.}}} \frac{dT_{\text{г.ф}}}{dx} + \frac{dG_{m.\text{вуг.}}}{dx} L_y + \frac{dG_{m.\text{вод.}}}{dx} L_{\text{вод.}} \quad (3.13)$$

3.3 Виведення формули Стефана у сферичній системі координат

Математичне описання спільних процесів тепло- і масообміну при конденсації парів з ППС на краплях рідини можна провести за допомогою системи диференціальних рівнянь в часткових похідних, записаних в наближенні теорії прикордонного шару [78–81]. Рішення цих рівнянь можливо тільки із застосуванням складних чисельних алгоритмів. Нами використовується спрощений підхід. В його основі лежить гіпотеза про дифузійний, тепловий і динамічний прикордонні шари ППС у поверхні крапель. Шари мають однакову товщину і нерухомі, а сили в'язкості в напрямку, поперечному дифундуючої маси компонентів суміші відсутні. Будемо вважати, що повний тиск розглянутого обсягу пароповітряної суміші незмінний, а температурні різ

ниці нехтовно малі. В цьому випадку можна не враховувати термо- і бародифузію компонентів суміші.

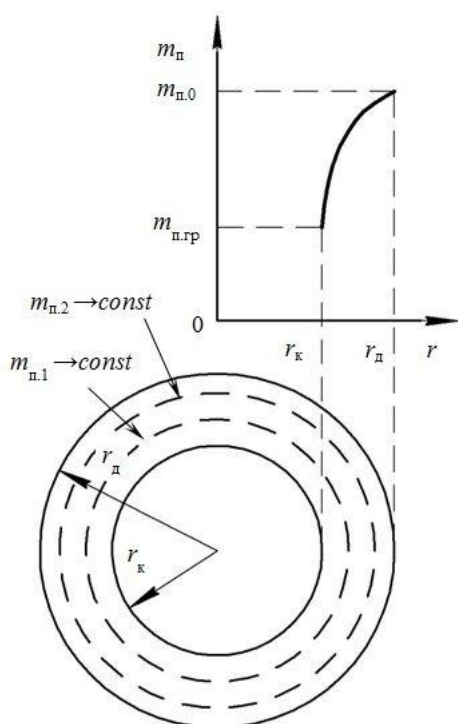


Рисунок 3.2 – До пояснення прийнятої моделі тепло- і масообміну

Дослідження і математичний опис основних механізмів масообміну при конденсації, з урахуванням прийнятої гіпотези, приводить нас до формули Стефана (*Stefan*).

Розглянемо процес конденсації парів з ППС на краплях охолодженої рідини. Концентрація парів зменшується від значення $m_{п,0}$ вдалині від поверхні розділу фаз до значення $m_{п,гр}$ на її межі (рис. 3.2).

Оскільки $m_{п} + m_{пов.} = 1$, де $m_{пов.}$ – масова концентрація повітря, останній буде безперервно дифундувати від поверхні краплі в ядро пароповітряної суміші. Цей процес відбувається внаслідок того, що поверхня плівки конденсату на краплі «проникна» тільки для пара і «непроникна» для повітря, який буде накопичуватися у поверхні

розділу фаз. Для стаціонарного режиму розподіл концентрацій не змінюється в часі. Тому переміщення повітря від поверхні краплі повинно компенсуватися зустрічним конвективним потоком пароповітряної суміші, спрямованим до рідини [79,82]. Даним потоком є Стефанів потік. Розглянемо процес стаціонарного одновимірного перенесення теплоти і маси в системі, що складається з нерухомої парогазової суміші, з якої конденсуються пари на нерухомої краплі розсолу сферичної форми радіусом r_k (рис. 3.2). Передбачається, що зміна концентрації від величини $m_{п,0}$ до $m_{п,гр}$ відбувається в межах товщини дифузійного прикордонного шару, укладеного між сферичними поверхнями радіусами r_k і r_d .

Зміна концентрації парів $m_{п}$ в зазначеному шарі при відсутності сил в'язкості описується одновимірним нестационарним рівнянням дифузії, записаним в сферич-

ній системі координат [20]:

$$\frac{\partial m_{\text{п}}}{\partial \tau} + \omega_r \frac{\partial m_{\text{п}}}{\partial r} = D \left(\frac{\partial^2 m_{\text{п}}}{\partial r^2} + \frac{2}{r} \frac{\partial m_{\text{п}}}{\partial r} \right), \quad (3.14)$$

де $m_{\text{п}}$ – масова концентрація вуглеводнів в ППС, що є функцією часу і радіуса краплі, кг (парів) / кг (ППС);

τ – час, с;

D – коефіцієнт дифузії, м²/с;

r – радіус, м;

ω_r – швидкість Стефанова потоку, м/с.

У рівнянні (3.14) доданок $\omega_r \cdot (\partial m_{\text{п}} / \partial r)$ враховує Стефанів потік, який виникає через «непроникності» фазової поверхні для повітря [82]. Рівняння (3.14) записано з припущенням, що зміна концентрації $m_{\text{п}}$ в розглянутому шарі відбувається рівномірно і полями однакових концентрацій є поверхні концентричних сфер (рис. 3.2), тобто концентрація $m_{\text{п}}$ в рівнянні (3.14) залежить тільки від радіуса r і часу τ . Оскільки в розглянутій задачі передбачається, що параметри масообміну є незмінними в часі (тобто процес дифузії є стаціонарним, $\partial m_{\text{п}} / \partial \tau \equiv 0$), то рівняння (3.14) можна представити як звичайне диференціальне рівняння:

$$\omega_r \frac{dm_{\text{п}}}{dr} = D \left(\frac{d^2 m_{\text{п}}}{dr^2} + \frac{2}{r} \frac{dm_{\text{п}}}{dr} \right). \quad (3.15)$$

Робоча зона ежекційного апарату практично знаходиться під атмосферним тиском. Абсолютний тиск у поверхні краплі і далеко від неї однаковий. Парціальний тиск парів, які конденсуються, і повітря в прикордонному шарі біля поверхні розділу фаз змінюється.

Через наявність градієнтів концентрацій компонентів суміші при будь-якому значенні координати r ($r_{\text{к}} \leq r \leq r_{\text{д}}$) мають місце дифузійні потоки парів і повітря:

$$j_{\text{п}} = -\rho_{\text{ппс}} D \left(\frac{dm_{\text{п}}}{dr} \right), \quad j_{\text{пов.}} = -\rho_{\text{ппс}} D \left(\frac{dm_{\text{пов.}}}{dr} \right), \quad \text{причому } j_{\text{п}} \text{ і } j_{\text{пов.}} \text{ – проекції векторів } j_{\text{п}} \text{ і } j_{\text{пов.}}$$

на вісь r . Оскільки $\frac{dm_{\text{пов.}}}{dr} < 0$, то $j_{\text{пов.}} > 0$, тобто дифузійний потік повітря спрямований від краплі. У стаціонарному процесі конденсації $\frac{dm_{\text{пов.}}}{d\tau} = 0$, тобто при будь-якому значенні координати r концентрація повітря не залежить від часу. Це означає, що дифузійний потік повітря від поверхні краплі повинен компенсуватися потоком суміші, спрямованою в протилежну сторону. Тому сумарна густина потоку повітря повинна дорівнювати нулю:

$$J_{\text{пов.}} = -\rho_{\text{ппс}} D \frac{dm_{\text{пов.}}}{dr} - \rho_{\text{ппс}} m_{\text{пов.}} \omega_r = 0, \quad (3.16)$$

де $\rho_{\text{ппс}}$ – густина ППС, кг/м³;

$m_{\text{пов.}}$ – масова концентрація повітря в ППС, кг (повітря)/кг (ППС).

Швидкість Стефанова потоку з рівняння (3.16) з урахуванням $m_{\text{пов.}} = -(m_{\text{п}} - 1)$ визначається співвідношенням:

$$\omega_r = -\frac{D}{m_{\text{п}} - 1} \frac{dm_{\text{п}}}{dr}. \quad (3.17)$$

Підставляючи значення ω_r в рівняння (3.15) і позначаючи $\eta = m_{\text{п}} - 1$ отримаємо наступне диференціальне рівняння:

$$-\left(\frac{d\eta}{dr}\right)^2 \frac{1}{\eta} = \frac{d^2\eta}{dr^2} + \frac{2}{r} \frac{d\eta}{dr}. \quad (3.18)$$

Дане диференціальне рівняння є звичайним неоднорідним нелінійним другого порядку, рішення якого знайдено за довідником [83]. З урахуванням математичних перетворень:

$$\eta = C_1 \sqrt{1 - \frac{C_4}{r}}, \quad (3.19)$$

де C_1, C_4 – константи загального рішення диференціального рівняння.

Константи C_1, C_4 визначаються виходячи з граничних умов:

1) при $r = r_k$ (на поверхні краплі, де r_k – радіус краплі (рис. 3.2)) $m_{\text{п}} = m_{\text{п.гр}}$, де $m_{\text{п.гр}}$ – концентрація парів на межі поділу фаз (рис. 3.2);

2) при $r = r_d$ (r_d – радіус краплі з урахуванням товщини дифузійного прикордонного шару) $m_{\text{п}} = m_{\text{п.0}}$, де $m_{\text{п.0}}$ – концентрація пари далеко від краплі.

Підставляючи початкові умови в рівняння (3.19) отримаємо формули для визначення констант:

$$C_1 = \frac{m_{\text{п.гр}} - 1}{\sqrt{1 - \frac{C_4}{r_k}}}; \quad (3.20)$$

$$C_4 = \frac{r_d r_k \left(1 - \left(\frac{m_{\text{п.0}} - 1}{m_{\text{п.гр}} - 1} \right)^2 \right)}{r_k - r_d \left(\frac{m_{\text{п.0}} - 1}{m_{\text{п.гр}} - 1} \right)^2}, \quad (3.21)$$

оскільки константи C_1, C_4 знайдені, можемо записати часткове рішення рівняння (3.15):

$$m_{\text{п}} = C_1 \sqrt{1 - \frac{C_4}{r}} + 1. \quad (3.22)$$

Знайдемо похідну в точці $r = r_k$:

$$\left(\frac{dm_{\text{п}}}{dr} \right)_{\text{гр}} = \frac{C_1 C_4}{2r_k^2 \sqrt{1 - \frac{C_4}{r_k}}}. \quad (3.23)$$

Густина потоку парів на міжфазовій межі аналогічно рівнянню (3.16) для повітря дорівнює сумі потоків пара, обумовлених концентраційної і конвективного дифузії:

$$J_{\text{п.гр}} = \rho_{\text{п.г}} D \left(\frac{dm_{\text{п}}}{dr} \right)_{\text{гр}} + \rho_{\text{п.г}} m_{\text{п.гр}} \omega_{r,\text{гр}}. \quad (3.24)$$

З рівнянь (3.17), (3.23), (3.24) виводиться вираз для густини потоку парів на поверхні фазового переходу:

$$J_{\text{п.гр}} = \frac{-\rho_{\text{пнс}} D}{m_{\text{п.гр}} - 1} \frac{C_1 C_4}{2r_k^2 \sqrt{1 - \frac{C_4}{r_k}}}. \quad (3.25)$$

Формула для розрахунку густини потоку маси при конденсації парів на плоскій стінці апарату (рис. 3.3) виводиться аналогічно формулі (3.25).

Диференціальне рівняння одновимірної стаціонарної ізотермічної дифузії з урахуванням конвективного переносу в декартових координатах (рис. 3.3):

$$\omega_y \frac{dm_{\text{п}}}{dy} = D \frac{d^2 m_{\text{п}}}{dy^2}, \quad (3.26)$$

де ω_y – швидкість Стефанова потоку біля стінок апарату, м/с.

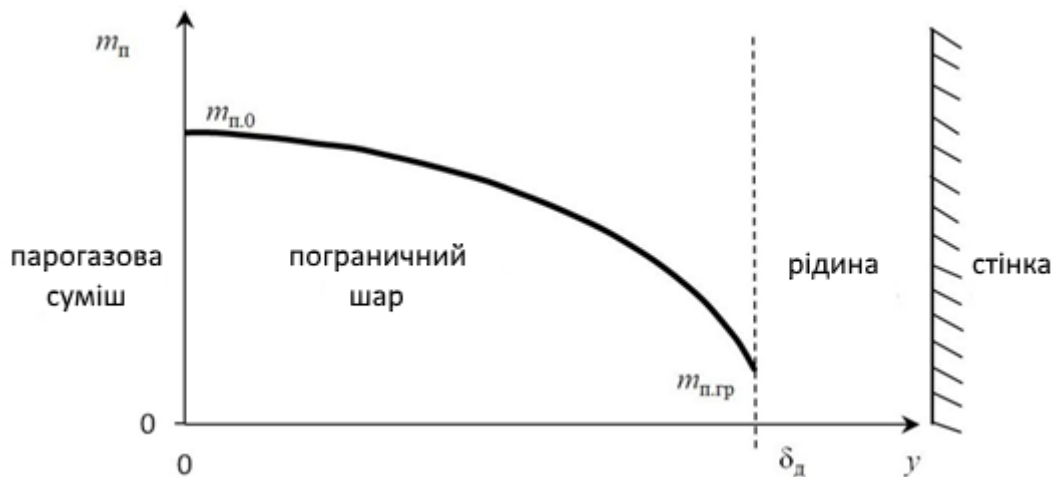


Рисунок 3.3 – До виведення формули потоку маси на плоскій стінці

З урахуванням прийнятої системи координат (рис. 3.3) сумарна густина потоку повітря:

$$J_{\text{пов.}} = \rho_{\text{пнс}} D \frac{dm_{\text{пов.}}}{dy} - \rho_{\text{пнс}} m_{\text{пов.}} \omega_r = 0. \quad (3.27)$$

Швидкість Стефанова потоку з рівняння (3.27) з урахуванням $m_{\text{пов.}} = -(m_{\text{п}} - 1)$ визначається співвідношенням:

$$\omega_y = \frac{D}{m_{\text{п}} - 1} \frac{dm_{\text{п}}}{dr}. \quad (3.28)$$

Підставляючи значення ω_y в рівняння (3.26) і позначаючи $\eta = m_n - 1$ отримаємо наступне рівняння:

$$\left(\frac{d\eta}{dy}\right)^2 \frac{1}{\eta} = \frac{d^2\eta}{dy^2}. \quad (3.29)$$

Рішенням цього рівняння є [82]:

$$\eta = C_1 e^{C_2 y}, \quad (3.30)$$

де C_1, C_2 – константи загального рішення диференціального рівняння.

Константи C_1, C_2 визначаються виходячи з граничних умов:

1) при $y=0$ $m_n = m_{n,0}$; 2) при $y = \delta_d$ $m_n = m_{n,гр}$.

Підставляючи початкові умови в рівняння (3.30) отримаємо формули для визначення констант:

$$C_1 = m_{n,0} - 1, \quad (3.31)$$

$$C_2 = \frac{1}{\delta_d} \ln \left(\frac{m_{n,гр} - 1}{m_{n,0} - 1} \right). \quad (3.32)$$

Часткове рішення рівняння (3.26):

$$m_n = (m_{n,0} - 1) \left(\frac{m_{n,гр} - 1}{m_{n,0} - 1} \right)^{\frac{y}{\delta_d}} + 1. \quad (3.33)$$

Знайдемо похідну в точці $y = \delta_d$:

$$\left(\frac{dm_n}{dr}\right)_{гр} = \frac{1}{\delta_d} (m_{n,гр} - 1) \ln \left(\frac{m_{n,гр} - 1}{m_{n,0} - 1} \right). \quad (3.34)$$

Густина потоку парів на міжфазовому кордоні відповідно до рис. 3.3:

$$J_{n,гр} = -\rho_{шс} D \left(\frac{dm_n}{dy} \right)_{гр} + \rho_{шс} m_{n,гр} \omega_{y,гр} \quad (3.35)$$

Густина потоку парів на поверхні фазового переходу з урахуванням рівнянь (3.28), (3.34), (3.35):

$$J_{\text{п.гр}} = -\frac{\rho_{\text{пнс}} D}{\delta_{\text{д}}} \ln \left(\frac{m_{\text{п.0}} - 1}{m_{\text{п.гр}} - 1} \right). \quad (3.36)$$

Проблема, що виникає при використанні формули Стефана, – знаходження товщини дифузійного прикордонного шару $\delta_{\text{д}} = r_{\text{д}} - r_{\text{к}}$. В роботі [78] наведено спосіб розрахунку $\delta_{\text{д}}$, заснований на аналогії процесів теплопровідності і дифузії при значенні числа Льюїса рівному одиниці. Зокрема, для сферичної краплі, при випаровуванні, показано, що товщина дифузійного прикордонного шару дорівнює радіусу краплі ($r_{\text{к}}$). При конденсації компонентів парогазової суміші на холодних краплях співвідношення Льюїса буде відрізнятися від одиниці несуттєво для практичних розрахунків. Чисельне моделювання процесів тепло- і масообміну з виконується умови, що товщина умовних прикордонних шарів (дифузійного і теплового) дорівнюють радіусу крапель рідини.

3.4 Результати математичного моделювання

Розв'язок системи рівнянь математичної моделі, яка розгляне на, реалізований на вбудованій мові програмування математичного пакета Mathcad. В основу чисельного розв'язку диференціальних рівнянь покладено метод Ейлера (Euler). Крок по поздовжній координаті обраний $2 \cdot 10^{-6}$ м. Розв'язок системи нелінійних алгебраїчних рівнянь реалізований за допомогою вбудованого в Mathcad алгоритму Левенберга-Марквардта (Levenberg-Marquardt).

Розрахунки проводилися для випадку конденсації насичених парів вуглеводнів та парів води з пароповітряної суміші на охолоджених краплях розсолу. Враховано внесок в тепломасообмін стінок апарату і краплевловлювача. Для розрахунку густини потоку маси на кордоні ППС-крапля і ППС-стінка були використані формули Стефана (3.25) і (3.36) відповідно.

Результати отримані шляхом спільного розв'язку рівнянь гідродинаміки газорідинного факела [15,16] і рівнянь тепломасообміну (3.2), (3.4), (3.13) з урахуванням

наступних початкових умов.

Початкова координата факела визначається з припущення, що вершина факела поміщена в початок координат (рис. 3.4).

$$x_1 = b \cdot \cos(\gamma), \quad (3.37)$$

де b – відстань від початку координат вздовж котра утворює конуса, яка разом з осьовою лінією утворює кут γ .

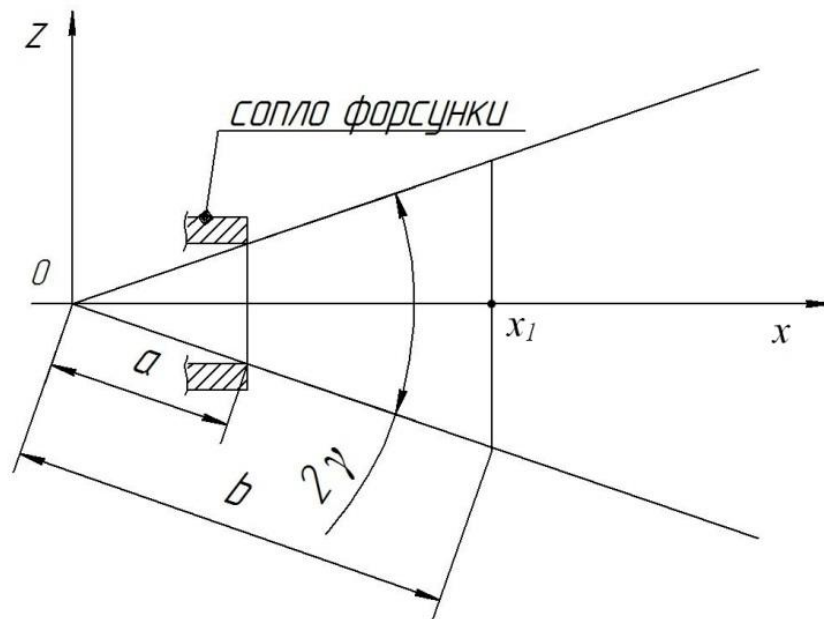


Рисунок 3.4 – Схема представлення факелу

Кут γ являє собою половину кута розкриття факела.

На відстані b завершується формування крапельного потоку (рис. 3.4). В [50] отримано наступний вираз для визначення b :

$$b = 0.79 \frac{d_c}{\sin(\gamma)}, \quad (3.38)$$

де d_c – діаметр сопла, м.

Початковою умовою при вирішенні рівняння (3.2) є:

$$d_k(x_1) = d_{32}, \quad (3.39)$$

де d_{32} – заутеровській діаметр крапель, який визначається в залежності від фор-

сунки, яка застосовується [58].

При розв'язанні рівняння (3.4) використана початкова умова:

$$T_p(x_1) = T_{p.1}, \quad (3.40)$$

де $T_{p.1}$ – початкова температура розсолу.

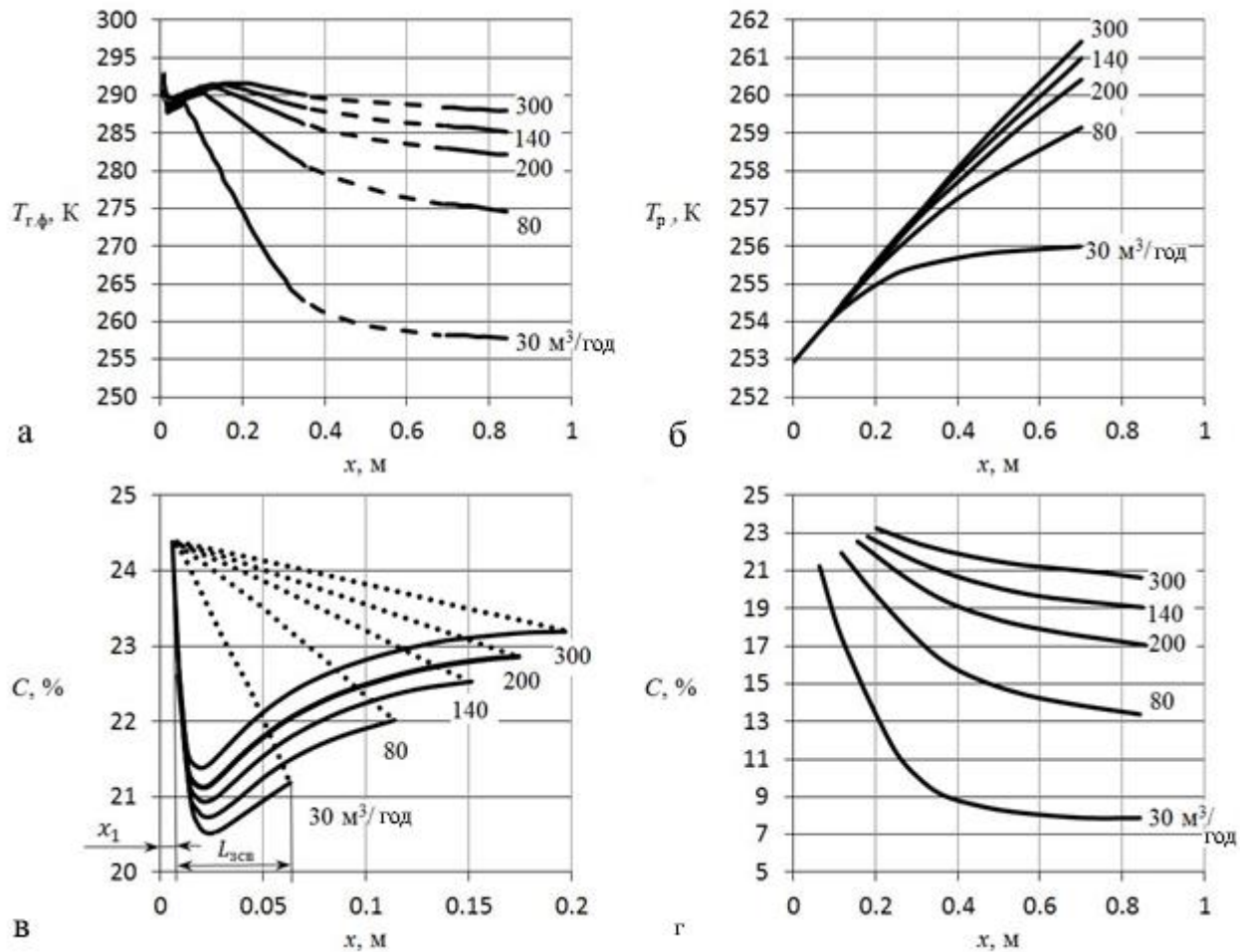
Для рівняння (3.13) початковою умовою є:

$$T_{r.ф.1}(x_1) = T_{r.ф.1}, \quad (3.41)$$

де $T_{r.ф.1}$ – температура ППС на вході в апарат.

Початкові умови (швидкості середовищ, площа перетину факела) стосовно до рівнянь моделі гідродинаміки вказані в [15].

На рис. 3.5 представлені розрахункові значення параметрів тепломасообміну в ежекційному апараті прямокутного перетину шириною 300 мм, висотою 250 мм довжиною 840 мм. Кут розкриття факела 2γ складає 60° . Початкова температура пвс насиченій парама вуглеводнів прийнята $T_{r.ф.1} = 20^\circ\text{C}$. Початкова температура розсолу $T_{p.1} = -20^\circ\text{C}$. Відносна вологість повітря в ППС була прийнята 55%. В полі графіків (рис. 3.5) наведено вплив зміни витрат ППС на інші характеристики. Слід пояснити можливість зміни витрати ППС через ежекційний апарат при постійній витраті рідини. При наливанні нафтопродуктів в резервуар рідина витісняє з нього ППС (велике дихання резервуара). Спостерігається вимушена конвекція ППС. В цьому випадку витрата ПВС від ефекту ежекції в апараті складається з витратою ППС від вимушеної конвекції. В реальних умовах витрата пароповітряної суміші на вході в теплообмінник визначається коефіцієнтом ежекції рідинного факела і роботою резервуара при великих і малих диханнях. В апараті спостерігається теплообмін при ежекційна-вимушеній конвекції. Особливий інтерес представляє вивчення характеристик роботи апарату при фіксованому значенні витрати одного з теплоносіїв і різних значеннях іншого. В експериментальних умовах цей випадок легко реалізується шляхом зміни гідравлічного опору в трубопроводах подачі ППС і розсолу.



а – зміна температури ППС в факелі по довжині апарату; б – зміна температури розсолу по довжині апарату; зміна локальної об'ємної концентрації парів вуглеводнів по довжині зони вільного факела (в), в зоні циркуляції і обмеженого течії (г)

Рисунок 3.5 – Дослідження характеристик тепломасообміну при різних значеннях витрати ППС

Результати розрахунків представлені графічно. При цьому витрата розсолу прийнята сталою $0.7 \text{ м}^3/\text{год}$, а витрата ППС за умов на вході в апарат варіювалася від 30 до $300 \text{ м}^3/\text{год}$ [84,85].

На рисунках показана зміна локальної температури ППС в факелі (рис. 3.5, а), температури розсолу (рис. 3.5, б) і локальної об'ємної концентрації парів бензину в робочій зоні апарату (рис. 3.5, в, г).

На рис. 3.5, а слід виділити дві характерні ділянки, на яких знаходяться перегини кривих. На першій ділянці, який примикає до сопла форсунки, температура

ППС різко спадає через порівняно малий поперечний переріз факела і відповідно малу частку в ньому ППС. Потім ежекція ППС всередину факела зростає швидше, ніж здійснюється відведення теплоти конденсації в краплі рідини. На цій ділянці локальна температура ППС всередині факела зростає до значення меншого, ніж вихідна температура. Цьому явищу відповідає і збільшення локальної об'ємної концентрації парів в факелі (рис. 3.5, в). Слід зазначити, що середнє значення об'ємної концентрації парів, розраховане на весь перетин апарату може тільки зменшуватися (пунктирні криві на рис. 3.5, в). При подальшому розкритті факела витрата периферійної ППС буде повільно змінюватися через зменшення периферійної частки ППС і збільшення бічної поверхні факела. Температура ППС в факелі буде зменшуватися і прагнути до значення, яке залежить від масового співвідношення потоків і конструктивних особливостей апарату.

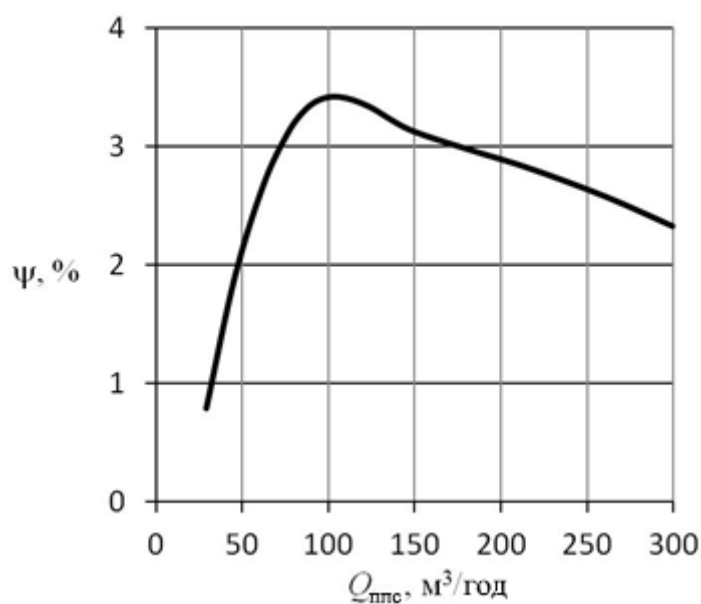


Рисунок 3.6 – Оцінка внеску стінок апарату і поверхонь краплевловлювача в тепломасообмін при зміні витрати ППС.

Подібну картину для аналогічної залежності отримав Галустов В.С. при моделюванні процесу конденсації парів на краплях води [50,58]. Криві зміни об'ємної концентрації по довжині зони циркуляції і зони обмеженої течії (рис. 3.5, з) є продовженням кривих зміни концентрації в зоні вільного факела (рис. 3.5, в). Початкова координата кривих на рис. 3.5, з залежить від довжини зони вільного факела $L_{\text{зсв}}$

(рис. 3.5, в), яка зі збільшенням витрати ППС також збільшується.

Згідно з результатами розрахунків від 0.8 до 3.5% (об.) парів вуглеводнів конденсується завдяки внеску стінок апарату і краплевлловача (рис. 3.6). На графіку (рис. 3.6) при витратах ППС до 100 м³/год спостерігається різке збільшення внеску стінок в теплообмін. При збільшенні витрати ППС збільшується довжина зони вільного факела (рис. 3.5, в, г), а відповідно і температурний напір в зоні обмеженого течії, що робить внесок стінок в теплообмін більш вагомим. Однак, при витратах більше 100 м³/год спостерігається повільне зменшення внеску стінок. В даному випадку ефект від збільшення довжини зони вільного факела нівелюється значним прогріванням крапель (рис. 3.5, б), що падають на стінки апарату і стікають по них у вигляді плівки. Основний ефект в конденсацію компонентів ППС вносять краплі (97%).

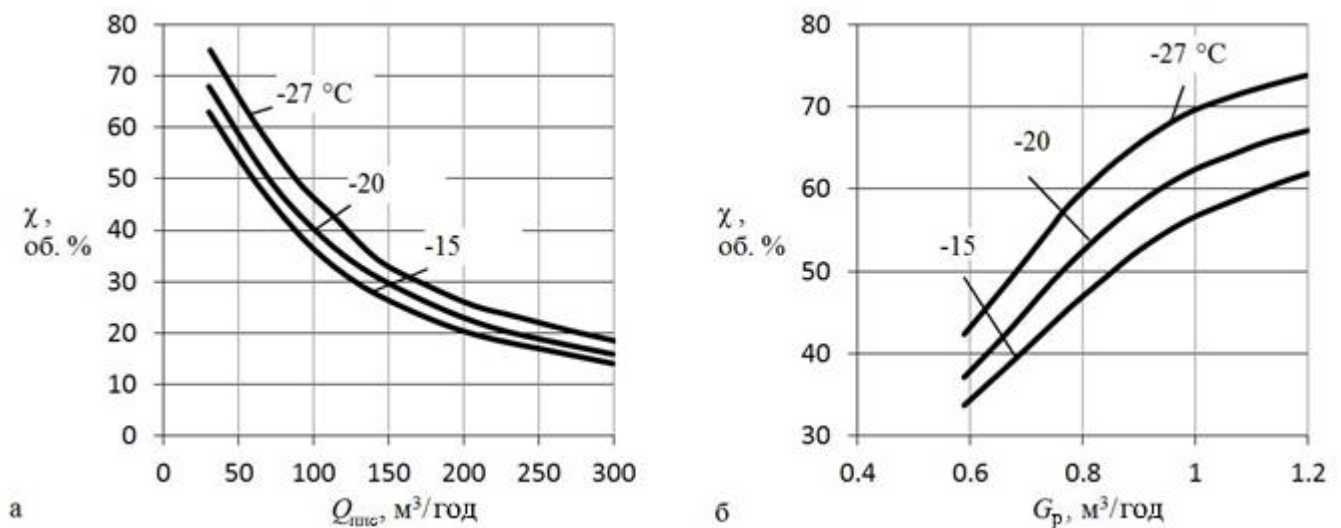


Рисунок 3.7 – Графік залежності ступеня очищення повітря від витрати ППС (а) і витрати розсолу (б) при різних температурах розсолу

За ходом руху діаметр крапель збільшується незначно, через конденсат, який утворюється на них. Розрахунки показують, що збільшення діаметра становить 0.1% при витраті ППС 30 м³/год і 0.4 % при витраті ППС 300 м³/год .

Нагрівання холодного розсолу в апараті на 3 °C ÷ 10 °C залежить від співвідношення масових витрат потоків.

Графіки на рис. 3.7 ілюструють ефективність роботи апарату при зміні робочих навантажень. Ефективність роботи апарату можна характеризувати величиною ступеня очищення ППС від парів, що конденсуються:

$$\chi = \frac{(m_{\text{п.вх}} - m_{\text{п.вих}})}{m_{\text{п.вх}}} \cdot 100\% , \quad (3.42)$$

де $m_{\text{п.вх}}$, $m_{\text{п.вих}}$ – об'ємна концентрація вуглеводневих парів на вході і на виході з апарату відповідно, $\text{м}^3(\text{парів})/\text{м}^3(\text{ППС})$.

Згідно з графіками на рис. 3.7, а, б величина χ збільшується при збільшенні витрати холодного розсолу і зменшується при збільшенні витрати ППС. При витраті ППС $30 \text{ м}^3/\text{год}$ і температурі розсолу $-27 \text{ }^\circ\text{C}$, згідно з розрахунками, можна витягти до 75% (об.) парів бензину (рис. 3.7, а).

Розрахунок нагрівання розсолу від конденсації парів бензину без участі парів води показав, що внесок водяних парів в нагрів розсолу не суттєвий для практики.

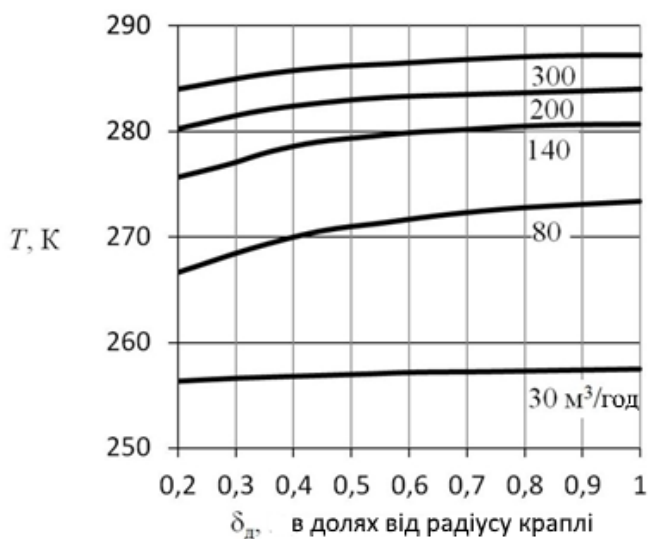


Рисунок 3.8 – Залежності температури охолодженої пароповітряної суміші від прийнятої в розрахунках товщини дифузійного прикордонного шару при різних витратах ППС

Пояснюється це малим вмістом водяної пари в ППС і порівняно великою витратою розсолу. Маса насичених парів вуглеводнів в об'ємі ППС на два порядки перевищує масу водяних парів.

Науковий інтерес представляють розрахунки по визначенню впливу прийнятої товщини дифузійного прикордонного шару на значення розрахункової температури охолодженої ППС. На рис. 3.8 представлені результати таких розрахунків. Нами товщина дифузійного прикордонного шару оціню-

ється в десятки і сотні мікрон. При зменшенні товщини прикордонного шару в п'ять разів розрахункова температура охолодженої ППС істотно знижується (на $3\text{ }^{\circ}\text{C} \div 5\text{ }^{\circ}\text{C}$).

Чим менше товщина прикордонного шару, тим сильніше позначається її зміна на значення розрахункової температури охолодженої ППС. Вплив прийнятої товщини шару залежить також від співвідношення масових витрат холодної рідини і пароповітряної суміші. Чим більше витрата рідини по відношенню до витрати ППС, тим менше вплив значення товщини дифузійного прикордонного шару на кінцеву температуру ППС. Вище згадувалося, що найбільш обґрунтоване значення товщини дифузійного прикордонного шару дорівнює радіусу краплі рідини.

3.5 Порівняння моделей конденсації

На рис. 3.9 представлені результати розрахунків локальної температури ППС за представленою математичною моделлю при варіації витрати ППС.

Важливою величиною в цій моделі є густина потоку маси парів $J_{\text{п,гр}}$, яку можна розрахувати за формулою Стефана (3.25), (3.36) або виходячи з формули Фреслінга [50,58] (3.43).

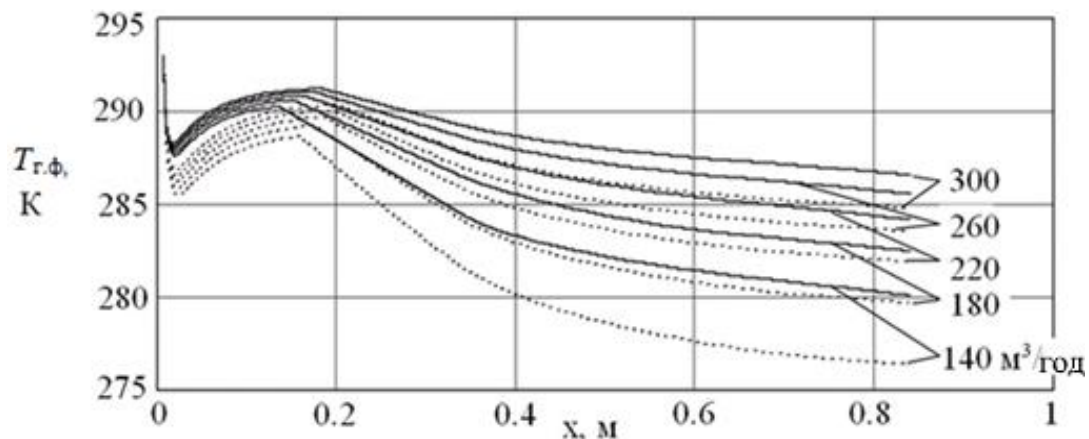
$$Nu_D = 2 + 0.55 \cdot Re^{0.5} \cdot Sc^{0.33}, \quad (3.43)$$

де Sc – число Шмідта.

Рішення рівнянь по даній моделі нами реалізовано на вбудованій мові програмування математичного пакета Mathcad. В основу чисельного рішення диференціальних рівнянь покладено метод Ейлера. Крок по поздовжній координаті обраний $2 \cdot 10^{-6}$ м. Рішення системи нелінійних алгебраїчних рівнянь реалізовано за допомогою вбудованого в Mathcad алгоритму Левенберга-Марквардта. Розрахунки виконані при наступних вхідних даних: початкова температура ПВС $20\text{ }^{\circ}\text{C}$; витрата пвс змінюється від 140 до 300 м³/год; парціальний тиск парів бензину відповідає насиченому стану; конструкція апарату аналогічна попередній задачі; продуктивність форсунки з урахуванням коефіцієнта ежекції прийнята $0.7\text{ м}^3/\text{год}$; кут розкриття

факела 60° ; холодоносій – 24 %-й водний розчин хлористого кальцію; початкова температура розсолу складає -20°C [19].

Спостерігається розбіжність від 2 до 4°C у визначенні локальної температури ППС між різними методами визначення густини потоку парів, які конденсуються. Формула Стефана дає більш високі значення температур пароповітряної суміші на виході з апарату, а значить – більш більшу ефективність уловлювання парів вуглеводнів. Проаналізуємо причини відмінності, які обумовлені різними підходами.



суцільна крива – формула Стефана (3.25); пунктир – формула Фреслінга (3.43)

Рисунок 3.9 – Зміна температури ППС по довжині апарату

Формула Стефана є теоретичною. Вона виведена шляхом розгляду механізмів дифузії в спрощеній фізичній моделі. При цьому зроблено безліч припущень, найістотнішим з яких є припущення про відсутність сил в'язкості, що впливають на товщину дифузійного прикордонного шару.

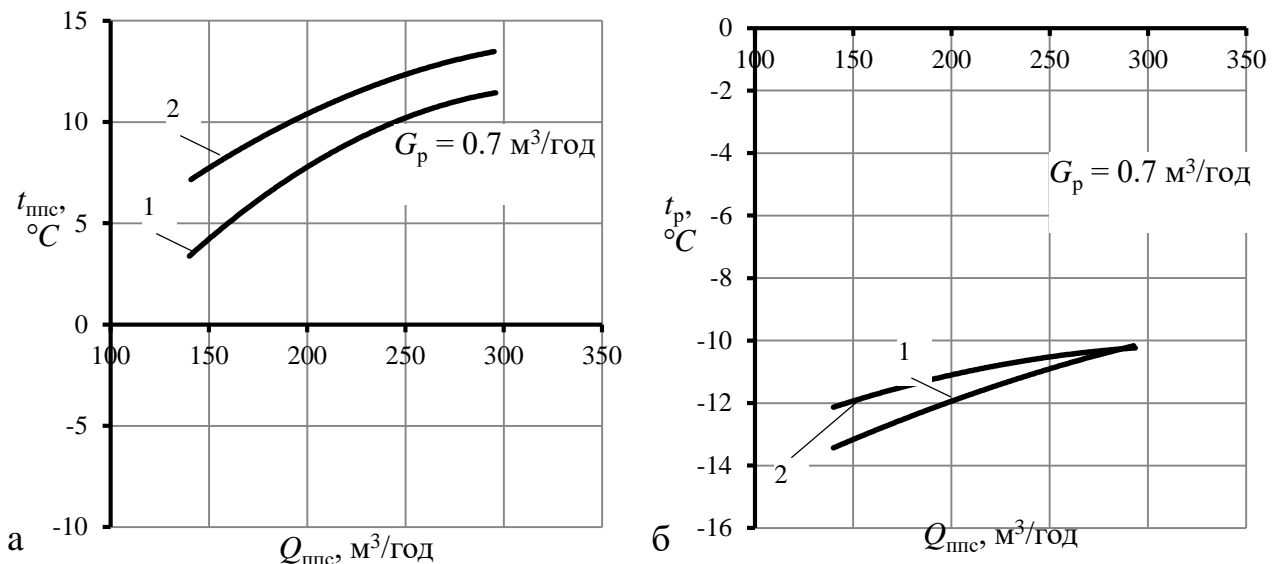
Формула Фреслінга, яка представляє критеріальну залежність, була отримана на основі принципу подібності процесів масо- і теплообміну. Критеріальні залежності отримують на основі великої кількості експериментальних даних, що підвищує ймовірність достовірності результатів.

Завдяки цьому принципу показано, що дифузійне число Нуссельта пропорційно $Re^{0.55} Pr^{0.33}$. Показник ступеня 0.55 у формулі (3.43) був знайдений Фреслінгом за результатами експериментів при вивченні випаровування підвішених на скляних нитках і обдуваються потоком газу крапель води, аніліну і нітробензолу [86]. Формула Фреслінга краще для розрахунків, оскільки отримана з урахуванням взаємного

руху рідини і ППС. Формула Стефана значною мірою ідеалізує реальну картину в розглянутому апараті, тим не менш, вона може стати основою для побудови більш суворого математичного опису та аналізу експериментальних даних.

Криві на рис. 3.9 показують, що необхідні значення температур ППС досягаються при їх витраті менш 140 м³/год. Оскільки витрата розсолу відома, це дозволяє зробити вибір необхідного співвідношення масових витрат ППС і розсолу для досягнення необхідного ефекту від уловлювання парів бензину.

Також графік на рис. рис. 3.9 показує, що збільшення довжини апарату до значень більше 0.8 м не призводить до помітного зниження температури ППС на виході з нього. З цього випливає висновок про те, що з метою зниження матеріальних витрат доцільно проектувати дані апарати із загальною довжиною до 1.5 м.



a – залежність кінцевої температури ППС $t_{ппс}$ від її об'ємної витрати; *б* – залежність кінцевої температури розсолу t_p від об'ємної витрати ППС; 1 – математична модель (формула Фреслінга (3.43)); 2 – математична модель (формула Стефана (3.25), (3.36))

Рисунок 3.10 – Порівняння моделей конденсації при варіації витрати ППС $Q_{ппс}$

На рис 3.10, *a*, *б* представлені результати порівняння всіх розглянутих вище підходів для розрахунку конденсації парів бензину. Графіки побудовані при варіації витрати пароповітряної суміші.

Для визначення теплового навантаження на компресорно-конденсаторний агрегат в складі установки уловлювання легких фракцій важливо знати температуру розсолу на виході з апарату. Графік залежності кінцевої температури розсолу від витрати пароповітряної суміші представлений на рис. рис 3.10, б.

3.6 Результати дослідження впливу тепломасообміну на гідродинамічну картину в ежекційному апараті

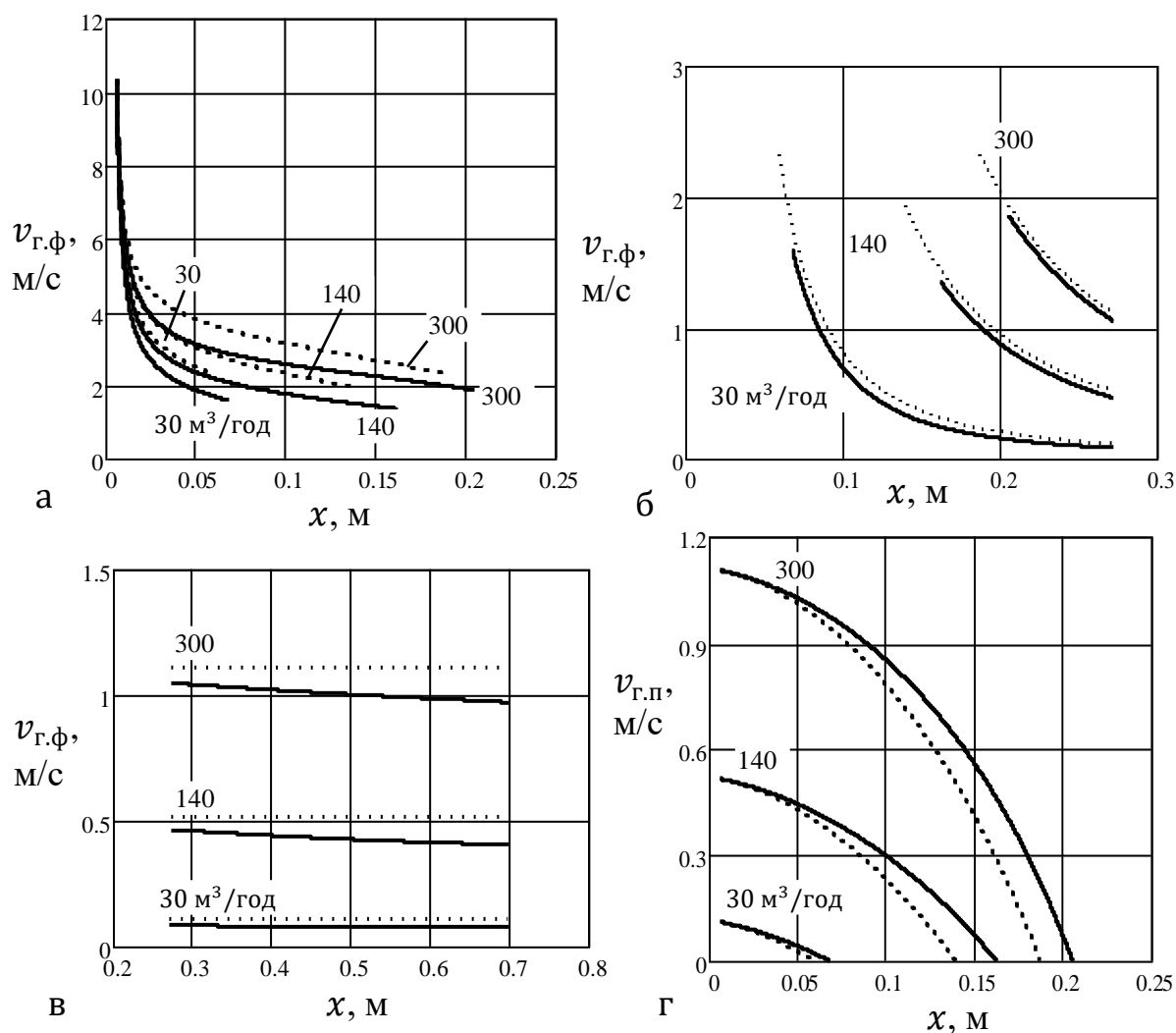
Розраховані гідродинамічні параметри факела, в якому дисперсним середовищем є водний розчин солі, а дисперсійною – пароповітряна суміш. Розрахунки проводилися для двох випадків: 1) температура водного розчину солі дорівнює температурі ППС, тепломасообмін між середовищами відсутній; 2) температура водного розчину солі значно менше температури ППС, тепломасообмін в розрахунках враховується.

На рис. 3.11 представлена гідродинамічна картина в ежекційному апараті при різних витратах ППС з урахуванням і без урахування тепломасообмінних процесів. Моделювання здійснювалося при наступних параметрах: кут розкриття факела 60° ; апарат має циліндричну форму з діаметром 31 см і довжиною 0.7 м; продуктивність форсунки $0.7 \text{ м}^3/\text{год}$; надлишковий тиск у форсунках 0.3 МПа; діаметр сопла 4.55 мм; температура розсолу мінус 20°C , початкова температура ППС 20°C .

На рис. 3.11 а, г представлені графіки зміни швидкості ППС по довжині зони вільного факела. Особливістю гідродинамічної картини в даній зоні є присутність двох потоків ППС – в факелі і в зоні периферійної течії. В області вільного факела практично весь пароповітряний потік всмоктується через бічну поверхню факела рідини. Результати розрахунків показали, що в цій області швидкість потоку ППС в факелі $v_{г.ф}$ зменшується в кілька разів. Це пояснюється збільшенням площі перетину факела при його розкритті. Довжина зони вільного факела тим більше, чим більше витрата ППС. Врахування теплообміну призводить до зменшення швидкості ППС в факелі (рис. 3.11 а, суцільні криві). Це пояснюється стисненням пароповітряного потоку внаслідок зменшення його температури при обміні теплом з розсолем. Швид-

кість периферійного потоку $v_{г.п}$ в разі врахування теплообміну більше (рис. 3.11, *г*). Збільшується також довжина зони вільного факела.

Графік на рис. 3.11, *в* показує, що при відсутності теплообміну швидкість ППС $v_{г.ф}$ по довжині зони обмеженого течії не змінюється.



а, г – зона вільного факела; *б* – зона циркуляційної течії; *в* – зона обмеженої течії; суцільні криві – з врахуванням тепломасообміну; пунктирні криві – без врахування тепломасообміну

Рисунок 3.11 – Результати розрахунків швидкості ППС по довжині апарату

При врахуванні теплообміну в розрахунках спостерігається зменшення швидкості ППС по довжині зони обмеженої течії внаслідок зменшення температури при обміні теплом з краплями розсолу (рис. 3.11, *в*).

Висновок по третьому розділу

Запропоновано модель теплового розрахунку оригінального ежекційного контактного апарату для охолодження і конденсації компонентів з парогазових сумішей. Спільне рішення диференціальних рівнянь теплового балансу і теплопередачі, а також рівнянь моделі гідродинаміки горизонтального газорідного факелу ежекційного апарату дозволили отримати локальні характеристики тепломасообміну, з яких можна зробити наступні висновки:

1. При витратах пароповітряної суміші від 30 до 300 м³/год, а розсолу від 0.7 до 1.2 м³/год загальну довжину ежекційного апарату з метою зменшення матеріаломісткості рекомендується приймати не більше 1.5 м.

2. Разом із парами вуглеводнів конденсуються водяні пари, які в силу незначної концентрації практично не впливають на кінцеву температуру нагріву водного розчину хлористого кальцію;

3. При витраті пароповітряної суміші до 100 м³/год, для досягнення ефективності вловлювання не менше 76% рекомендовані такі характеристики робочого потоку: початкова температура не більше мінус 27 °С; витрата не менше 1 м³/год.

4. При конденсації парів вуглеводнів на краплях розсолу внесок стінок апарату і краплевловлювача в загальну ефективність вловлювання в межах 3.5%.

5. Оцінювання впливу прийнятої товщини дифузійного прикордонного шару на ефект охолодження ППС показала, що при зменшенні цієї товщини в п'ять разів розрахункова температура охолодженої ППС істотно знижується (на 3 °С ÷ 5 °С) з урахуванням робочих навантажень.

6. Встановлено, що розрахунок швидкості ППС без урахування тепломасообміну призводить до помилок до 25% в порівнянні з розрахунком, який враховує тепломасообмін між середовищами.

4 ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ ТЕПЛОМАСООБМІНУ В ЕЖЕКЦІЙНОМУ АПАРАТІ

4.1 Опис експериментального стенду

Задачею експериментального дослідження є не тільки перевірка теорії, яка викладена вище, а також і отримання емпіричних даних, які мають бути використані при розробці інженерної методики розрахунку конденсаторів парів вуглеводнів ежекційного типу. Для вирішення даної задачі в Одеській національній академії харчових технологій побудований експериментальний стенд, схема якого представлена на рис. 4.1 та загальний вигляд якого на рис. 4.2.

1. Буферна ємність;

2. Ємність з парогазовою сумішшю;

3. Ежекційний апарат;

4. Відстійник;

5. Ємність для збору конденсату;

6. Холодильна машина;

7. Випарник ХМ;

8. Пропіленгліколевий насос;

9. Разсільний насос;

10. Вод'яний насос;

11. Лоток з бензином;

T1, T2, T3 – термометр;

M1 – манометр.

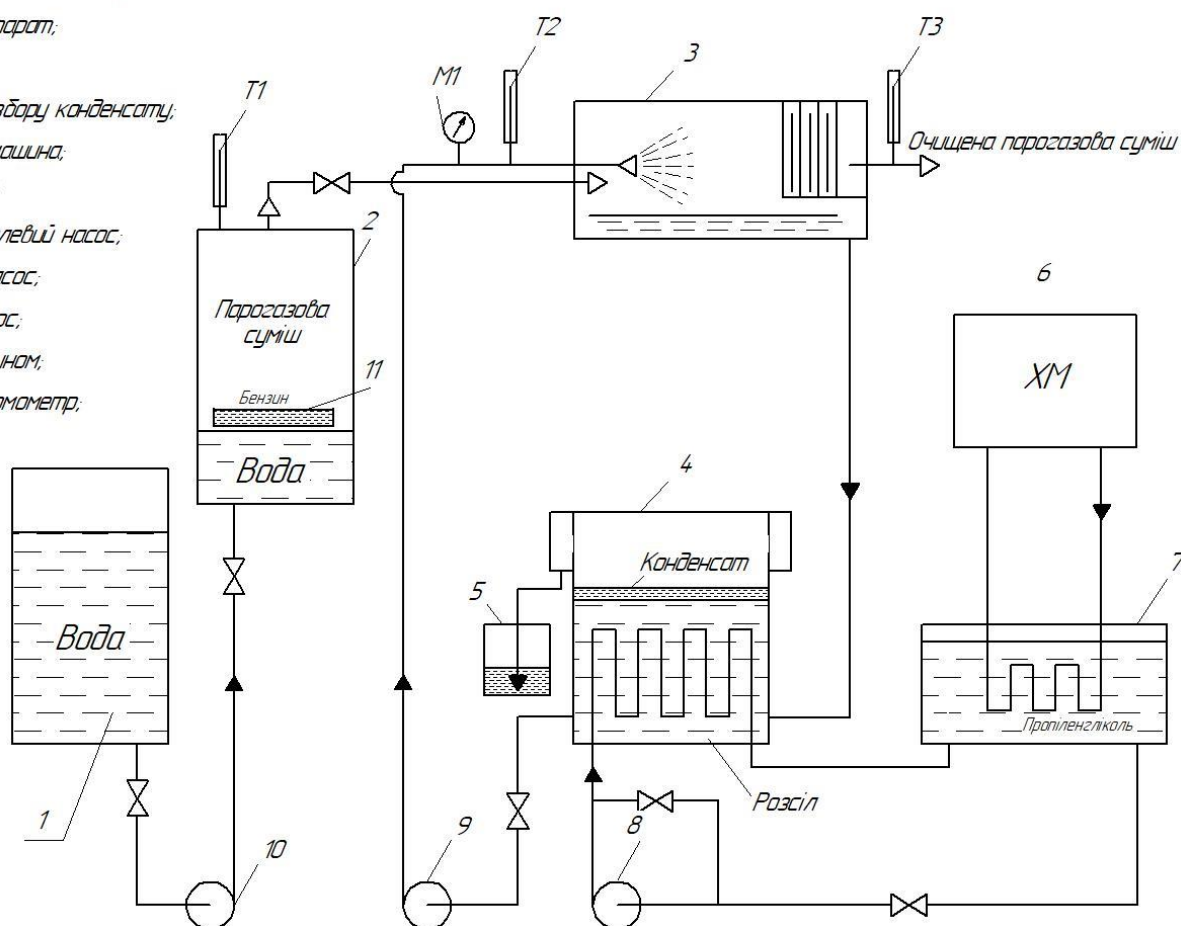
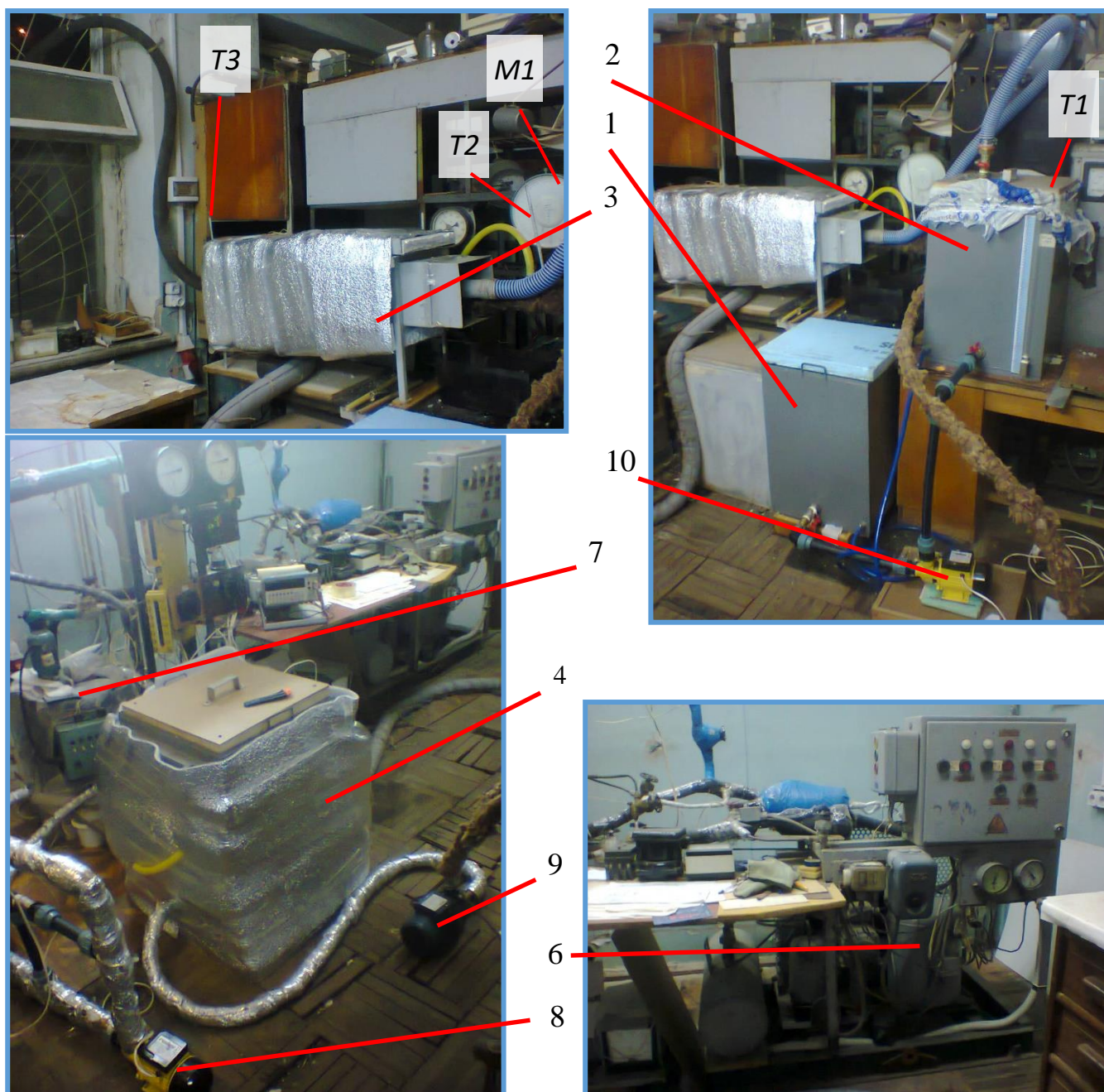


Рисунок 4.1 – Схема експериментального стенда для дослідження тепломасообміну в конденсаторі парів вуглеводнів ежекційного типу

Насичення пароповітряної суміші в буферній ємності 2 здійснюється за раху-

нок випаровування бензину, який налитий в лоток 11. Рух пароповітряної суміші з ємності 2 забезпечується витісненням водою з буферної ємності 1 за допомогою насосу 10 і ежекційним ефектом, який створює форсунка ежекційного апарату 3.



1 – буферна ємність; 2 – ємність з парогазовою сумішшю; 3 – ежекційний апарат; 4 – відстійник; 6 – компресорно-конденсаторний агрегат (ККА); 7 – випарник ККА; 8 – пропіленовий насос; 9 – розсільний насос; 10 – водяний насос

Рисунок 4.2 – Загальний вигляд експериментального стенда

Охолодження розсолу здійснювали в відстійнику 4 за допомогою теплообмін-

ника змійовикового типу. По трубкам теплообмінника прокачували насосом 8 охолоджений у випарнику 7 холодильної машини 6 пропіленгліколь.

Приготований 19% (мас.) водний розчин $CaCl_2$. Температура замерзання -16 °С.

4.2 Обробка експериментальних даних тепломасообміну в ежекційному апараті

Експериментальне дослідження тепломасообміну в ежекційному апараті здійснювалось при сталому значенні витрати ППС і розсолу. Об'ємна витрата середовищ знаходилась за допомогою мірної ємності і секундоміра:

$$Q = \frac{a \cdot b \cdot (x_2 - x_1)}{\tau}, \quad (4.1)$$

де a, b – ширина та довжина перетину мірної ємності;

x_2, x_1 – кінцевий та початковий рівні рідини;

τ – час зміни рівня рідини від x_1 до x_2 .

Вимірювання величин, за допомогою яких знаходяться витрати середовищ, здійснювалось по 5 разів. Результати вимірювань зведені в таблицю 4.1.

Таблиця 4.1 – Результати вимірювань для знаходження витрати ППС і розсолу

Величина, що вимірюється		№ вимірювання					Середнє арифметичне
		1	2	3	4	5	
1		2	3	4	5	6	7
<i>Вимірювання витрати ППС</i>							
x_1	Значення, мм	90	90	90	90	90	90
	$\Delta x_{1,i}$, мм	0	0	0	0	0	-
x_2	Значення, мм	510	510	510	510	510	510
	$\Delta x_{2,i}$, мм	0	0	0	0	0	-
τ	Значення, с	161.0	152.0	155.0	149.0	158.0	155.0
	$\Delta \tau_i$, с	6.0	-3.0	0	-6.0	3.0	-
a	Значення, мм	465	465	465	465	465	465

Продовження таблиці 4.1

1		2	3	4	5	6	7
	Δa_i , мм	0	0	0	0	0	-
b	Значення, мм	462	462	462	462	462	462
	Δb_i , мм	0	0	0	0	0	-
<i>Вимірювання витрати розсолу</i>							
x_1	Значення, мм	90	90	90	90	90	90
	$\Delta x_{1,i}$, мм	0	0	0	0	0	-
x_2	Значення, мм	510	510	510	510	510	510
	$\Delta x_{2,i}$, мм	0	0	0	0	0	-
τ	Значення, с	276.0	267.0	268.0	266.0	273.0	270.0
	$\Delta \tau_i$, с	6.0	-3.0	-2.0	-4.0	3.0	-
a	Значення, мм	465	465	465	465	465	465
	Δa_i , мм	0	0	0	0	0	-
b	Значення, мм	462	462	462	462	462	462
	Δb_i , мм	0	0	0	0	0	-

При дослідженні тепломасообміну в ежекційному апараті проводились як прямі так і непрямі вимірювання.

Порядок розрахунку похибки прямих вимірювань наступний [87].

1. Розраховується середнє арифметичне значення результатів n проведених вимірювань:

$$\langle x \rangle = \frac{1}{n} \cdot \sum_{i=1}^n x_i. \quad (4.2)$$

2. Розраховуються абсолютні похибки кожного вимірювання:

$$\Delta x_i = x_i - \langle x \rangle. \quad (4.3)$$

3. Розраховується стандартна (середньоквадратична) похибка:

$$\sigma = \sqrt{\frac{1}{n(n-1)} \cdot \sum_{i=1}^n (\Delta x_i)^2}. \quad (4.4)$$

Знайдене значення σ порівнюється з інструментальною похибкою приладу (Δ). Якщо $\sigma < \Delta$, то в якості середньої абсолютної похибки n вимірювань приймається інструментальна похибка: $\Delta x = \Delta$. Якщо $\sigma > \Delta$, то $\Delta x = \sigma$.

4. Розраховується відносна похибка серії вимірювань:

$$\varepsilon = \frac{\Delta x}{\langle x \rangle}. \quad (4.5)$$

5. Остаточний результат вимірювань записується у вигляді:

$$x = \langle x \rangle \pm \Delta x, \quad \varepsilon = \dots \%. \quad (4.6)$$

Обробка результатів непрямих вимірювань фізичної величини x здійснювалась наступним чином.

1. Для кожної з величин a_1, a_2, \dots, a_m , що входить до рівняння вимірювання $x = f(a_1, a_2, \dots, a_m)$, проводиться обробка у відповідності до перелічених вище п.1...3 (інакше кажучи, для кожної з величин a_1, a_2, \dots, a_m знаходяться середні значення і середні абсолютні похибки).

2. Розраховується середнє значення величини x :

$$\langle x \rangle = f(\langle a_1 \rangle, \langle a_2 \rangle, \dots, \langle a_m \rangle), \quad (4.7)$$

де $\langle a_1 \rangle, \langle a_2 \rangle, \dots, \langle a_m \rangle$ – середні значення величин a_1, a_2, \dots, a_m .

3. Розраховується відносна похибка серії вимірювань x [88]:

$$\varepsilon = \sqrt{\sum_{i=1}^m \left(\frac{\partial}{\partial a_i} \ln(f(a_1, a_2, \dots, a_m)) \cdot \Delta a_i \right)^2} \quad (4.8)$$

Чисельне значення частинної похідної по змінній a_i розраховується для середніх значень змінних, що входять в неї, і помножується на середню абсолютну похибку Δa_i . Увесь підкореневий вираз представляє собою суму квадратів таких добутоків, що знайдені для усіх m змінних.

4. Розраховується середня абсолютна похибка величини x :

$$\Delta x = \varepsilon \cdot \langle x \rangle. \quad (4.9)$$

5. Остаточний результат вимірювання записується у вигляді (4.6).

Результати розрахунку похибки непрямих вимірювань об'ємної витрати ППС і розсолу представлені в таблиці 4.2. Згідно з формулою (4.8) відносна похибка вимірювань об'ємної витрати:

$$\varepsilon = \sqrt{\left(\frac{\Delta a}{\langle a \rangle}\right)^2 + \left(\frac{\Delta b}{\langle b \rangle}\right)^2 + \left(\frac{\Delta \tau}{\langle \tau \rangle}\right)^2 + \left(\frac{\Delta x_1}{\langle x_1 \rangle - \langle x_2 \rangle}\right)^2 + \left(\frac{\Delta x_2}{\langle x_2 \rangle - \langle x_1 \rangle}\right)^2} \quad (4.10)$$

Таблиця 4.2 – Результати розрахунку похибки вимірювання витрат середовищ

Величина, що вимірюється	x_1 , мм	x_2 , мм	τ , с	a , мм	b , мм
<i>Похибка вимірювань витрати ППС $Q_{\text{ппс}}$</i>					
Середньоквадратична похибка σ	0	0	2.1	0	0
Інструментальна похибка приладу Δ	0.5	0.5	0.0005	0.5	0.5
Відносна похибка серії вимірювань ε	0.014				
Середня величина об'ємної витрати ППС $Q_{\text{ппс}}$, м ³ /год	2.10				
Середня абсолютна похибка ΔQ , м ³ /год	0.03				
Остаточна для витрати ППС	$Q_{\text{ппс}} = (2.10 \pm 0.03)\text{м}^3/\text{год}, \varepsilon = 1.4\%$				
<i>Похибка вимірювань витрати розсолу Q_p</i>					
Середньоквадратична похибка σ	0	0	1.9	0	0
Інструментальна похибка приладу Δ	0.5	0.5	0.0005	0.5	0.5
Відносна похибка серії вимірювань ε	0.007				
Середня величина об'ємної витрати розсолу Q_p , м ³ /год	1.20				
Середня абсолютна похибка ΔQ , м ³ /год	0.009				
Остаточна для витрати розсолу	$Q_p = (1.20 \pm 0.009)\text{м}^3/\text{год}, \varepsilon = 0.7\%$				

Дослідження тепломасообміну в ежекційному апараті здійснювалось при 12-ти режимах його роботи в залежності від температури розсолу на вході в апарат $t_{p,1}$

(термометр Т2, рис. 4.1). Для усіх режимів температура ППС на вході в ежекційний апарат $t_{\text{ппс.1}}$ (термометр Т1) однакова і становила 16.0 ± 0.1 , $\varepsilon = 0.6\%$. Змінювалась температура ППС на виході $t_{\text{ппс.2}}$ (термометр Т3). Результати вимірювань з врахуванням похибки зведені в таблицю 4.3.

Таблиця 4.3 – Результати вимірювань температур середовищ

Режим роботи	Температура ППС на виході $t_{\text{ппс.2}}$, °C	Температура розсолу на вході, $t_{\text{р.1}}$, °C
1	11.0 ± 0.1 , $\varepsilon = 0.9\%$	9.0 ± 0.1 , $\varepsilon = 1.1\%$
2	10.8 ± 0.1 , $\varepsilon = 0.9\%$	8.0 ± 0.1 , $\varepsilon = 1.3\%$
3	10.2 ± 0.1 , $\varepsilon = 0.9\%$	7.0 ± 0.1 , $\varepsilon = 1.4\%$
4	9.8 ± 0.1 , $\varepsilon = 1.0\%$	5.4 ± 0.1 , $\varepsilon = 1.9\%$
5	9.5 ± 0.1 , $\varepsilon = 1.1\%$	4.5 ± 0.1 , $\varepsilon = 2.2\%$
6	8.4 ± 0.1 , $\varepsilon = 1.2\%$	3.0 ± 0.1 , $\varepsilon = 3.3\%$
7	8.0 ± 0.1 , $\varepsilon = 1.3\%$	2.0 ± 0.1 , $\varepsilon = 5.0\%$
8	7.2 ± 0.1 , $\varepsilon = 1.4\%$	1.5 ± 0.1 , $\varepsilon = 8.3\%$
9	6.8 ± 0.1 , $\varepsilon = 1.5\%$	1.0 ± 0.1 , $\varepsilon = 10\%$
10	5.8 ± 0.1 , $\varepsilon = 1.7\%$	0 ± 0.1 , $\varepsilon = \infty$
11	5.5 ± 0.1 , $\varepsilon = 1.8\%$	-0.5 ± 0.1 , $\varepsilon = 20\%$
12	4.0 ± 0.1 , $\varepsilon = 2.5\%$	-1.0 ± 0.1 , $\varepsilon = 10\%$

Визначення концентрації ППС здійснювалося за її температурою. Цей підхід є обґрунтованим за умови, що пари вуглеводнів знаходяться в насиченому стані, коли кожній температурі відповідає одне значення тиску насичених парів при даному співвідношенні об'ємів парової $V_{\text{п}}$ і рідинної фази $V_{\text{р}}$. Таким чином, концентрація насичених парів визначається за формулою:

$$C_s = \frac{P_s}{P_{\text{абс}}}, \quad (4.11)$$

де P_S – тиск насичених парів, Па; $P_{\text{абс}}$ – абсолютний тиск, Па.

Визначення тиску насичених парів P_S здійснювалось за формулою [68]:

$$P_S = 1.22 \cdot P_R \cdot e^{-0.034 \cdot (311-t)} \cdot F(V_{\text{п}}/V_{\text{р}}), \quad (4.12)$$

де P_R – тиск насичених парів по Рейду, Па; t – температура ППС, К; $F(V_{\text{п}}/V_{\text{р}})$ – функція, яка залежить від відношення $V_{\text{п}}/V_{\text{р}}$.

Тиск насичених парів по Рейду P_R залежить від компонентного і фракційного складу нафтопродукту. Визначення цієї величини здійснювалось нами експериментально за допомогою бомби Рейда [89] (рис. 4.4) і термостату (рис. 4.3), який підтримував температуру насичених парів в бомбі на рівні 37.8 °С.



1 – насос-перемішувач; 2 – термометр

Рисунок 4.3 – Термостат



Рисунок 4.4 – Бомба Рейда

Експеримент із знаходженням тиску насичених парів по Рейду здійснювався три рази. Результати вимірювань зведені в таблицю 4.4.

Результати непрямого вимірювання тиску насичених парів при умовах на вході в ежекційний апарат зведені в таблицю 4.5.

$$\varepsilon = \sqrt{\left(\frac{\Delta P_R}{\langle P_R \rangle}\right)^2 + \left(\frac{0.034 \cdot \Delta t}{K}\right)^2}, \quad (4.13)$$

де $\Delta t = 0.1 K$ – абсолютна похибка при вимірюванні температури.

Таблиця 4.4 – Результати вимірювання тиску насичених парів по Рейду

Величина, що вимірюється	№ вимірювання			Середнє арифметичне
	1	2	3	
Значення, Па	54000	53300	53500	53600
$\Delta P_{R,i}$, Па	400	-300	-100	-
Середньоквадратична похибка σ , Па	208			
Інструментальна похибка Δ , Па	800			
Відносна похибка серії вимірювань ε	0.015			
Середня абсолютна похибка ΔP_R , Па	800			
Остаточне значення тиску P_R	$P_R = (53600 \pm 800)\text{Па}, \varepsilon = 1.5\%$			

Таблиця 4.5 – Результат непрямого вимірювання тиску насичених парів при умовах на вході в ежекційний апарат

Величина, що вимірюється	Результат
Середнє значення тиску насичених парів P_S , Па	30951
Відносна похибка серії вимірювань ε	0.015
Середня абсолютна похибка ΔP_S , Па	474
Остаточне значення тиску P_S	$P_S = (30951 \pm 474)\text{Па}, \varepsilon = 1.5\%$

Результати непрямого вимірювання тиску насичених парів при умовах на ви-

ході з ежекційного апарату для кожного з 12-ти режимів представлені в таблиці 4.6.

Таблиця 4.6 – Результати непрямого вимірювання тиску насичених парів при умовах на виході з ежекційного апарату

№ ре- жиму	Середнє значення ти- ску насиче- них парів P_S , Па	Відносна похибка серії вимі- рювань ε	Середня абсолютна похибка ΔP_R , Па	Остаточне значення тиску P_R
1	26112	0.015	400	$P_S = (26112 \pm 400)\text{Па}, \varepsilon = 1.5\%$
2	25935	0.015	397	$P_S = (25935 \pm 397)\text{Па}, \varepsilon = 1.5\%$
3	25411	0.015	389	$P_S = (25411 \pm 389)\text{Па}, \varepsilon = 1.5\%$
4	25068	0.015	384	$P_S = (25068 \pm 384)\text{Па}, \varepsilon = 1.5\%$
5	24814	0.015	380	$P_S = (24814 \pm 380)\text{Па}, \varepsilon = 1.5\%$
6	23903	0.015	366	$P_S = (23903 \pm 366)\text{Па}, \varepsilon = 1.5\%$
7	23580	0.015	361	$P_S = (23580 \pm 361)\text{Па}, \varepsilon = 1.5\%$
8	22947	0.015	351	$P_S = (22947 \pm 351)\text{Па}, \varepsilon = 1.5\%$
9	22637	0.015	347	$P_S = (22637 \pm 347)\text{Па}, \varepsilon = 1.5\%$
10	21881	0.015	335	$P_S = (21881 \pm 335)\text{Па}, \varepsilon = 1.5\%$
11	21659	0.015	332	$P_S = (21659 \pm 332)\text{Па}, \varepsilon = 1.5\%$
12	20582	0.015	315	$P_S = (20582 \pm 315)\text{Па}, \varepsilon = 1.5\%$

Непряме вимірювання об'ємної концентрації насичених парів C_S здійснюва-
лось з використанням формули (4.11), відносна похибка ε розраховувалась за фор-
мулою:

$$\varepsilon = \sqrt{\left(\frac{\Delta P_S}{\langle P_S \rangle}\right)^2}, \quad (4.14)$$

Результати непрямого вимірювання концентрації насичених парів на вході $C_{S,1}$
і на виході $C_{S,2}$ з апарату зведені в таблицю 4.7 та таблицю 4.8 відповідно.

Таблиця 4.7 – Результати непрямого вимірювання концентрації насичених парів при умовах на вході в ежекційний апарат

Величина, що вимірюється	Результат
Середнє значення об'ємної концентрації насичених парів C_s	0.306
Відносна похибка серії вимірювань ε	0.015
Середня абсолютна похибка ΔC_s	0.005
Остаточне значення концентрації C_s	$C_s = (0.306 \pm 0.005), \varepsilon = 1.5\%$

Таблиця 4.8 – Результати непрямого вимірювання концентрації насичених парів при умовах на виході з ежекційного апарату

№ ре-жиму	Середнє значення концентрації насичених парів C_s	Відносна похибка серії вимірювань ε	Середня абсолютна похибка ΔC_s	Остаточне значення концентрації C_s
1	0.258	0.015	0.004	$C_s = (0.258 \pm 0.004), \varepsilon = 1.5\%$
2	0.256	0.015	0.004	$C_s = (0.256 \pm 0.004), \varepsilon = 1.5\%$
3	0.251	0.015	0.004	$C_s = (0.251 \pm 0.004), \varepsilon = 1.5\%$
4	0.247	0.015	0.004	$C_s = (0.247 \pm 0.004), \varepsilon = 1.5\%$
5	0.245	0.015	0.004	$C_s = (0.245 \pm 0.004), \varepsilon = 1.5\%$
6	0.236	0.015	0.004	$C_s = (0.236 \pm 0.004), \varepsilon = 1.5\%$
7	0.233	0.015	0.004	$C_s = (0.233 \pm 0.004), \varepsilon = 1.5\%$
8	0.227	0.015	0.003	$C_s = (0.227 \pm 0.003), \varepsilon = 1.5\%$
9	0.223	0.015	0.003	$C_s = (0.223 \pm 0.003), \varepsilon = 1.5\%$
10	0.216	0.015	0.003	$C_s = (0.216 \pm 0.003), \varepsilon = 1.5\%$
11	0.214	0.015	0.003	$C_s = (0.214 \pm 0.003), \varepsilon = 1.5\%$
12	0.203	0.015	0.003	$C_s = (0.203 \pm 0.003), \varepsilon = 1.5\%$

Ефективність вловлювання визначалась за формулою:

$$\chi = \frac{C_{s.1} - C_{s.2}}{C_{s.1}} \cdot 100\%, \quad (4.15)$$

Результати непрямих вимірювань ефективності вловлювання зведені в таблицю 4.9, де відносна похибка ε визначалась за формулою:

$$\varepsilon = \sqrt{\left(\left(\frac{1}{\langle C_{s.1} \rangle - \langle C_{s.2} \rangle} + \frac{1}{\langle C_{s.1} \rangle} \right) \cdot \Delta C_{s.1} \right)^2 + \left(\frac{\Delta C_{s.2}}{\langle C_{s.2} \rangle - \langle C_{s.1} \rangle} \right)^2}, \quad (4.16)$$

Таблиця 4.9 – Результати непрямих вимірювань ефективності вловлювання

№ ре- жиму	Середнє значення ефективнос- ті вловлю- вання χ , %	Відносна похибка серії ви- мірювань ε	Середня абсолют- на похи- бка $\Delta\chi$	Остаточне значення ефективності вловлювання χ , %
1	15.6	0.14	2.2	$\chi = (15.6 \pm 2.2), \varepsilon = 14.0\%$
2	16.2	0.135	2.2	$\chi = (16.2 \pm 2.2), \varepsilon = 13.5\%$
3	17.9	0.123	2.2	$\chi = (17.9 \pm 2.2), \varepsilon = 12.3\%$
4	19.0	0.116	2.2	$\chi = (19.0 \pm 2.2), \varepsilon = 11.6\%$
5	19.8	0.111	2.2	$\chi = (19.8 \pm 2.2), \varepsilon = 11.1\%$
6	22.8	0.098	2.2	$\chi = (22.8 \pm 2.2), \varepsilon = 9.8\%$
7	23.8	0.093	2.2	$\chi = (23.8 \pm 2.2), \varepsilon = 9.3\%$
8	25.9	0.087	2.2	$\chi = (25.9 \pm 2.2), \varepsilon = 8.7\%$
9	26.9	0.083	2.2	$\chi = (26.9 \pm 2.2), \varepsilon = 8.3\%$
10	29.3	0.077	2.3	$\chi = (29.3 \pm 2.3), \varepsilon = 7.7\%$
11	30.0	0.075	2.3	$\chi = (30.0 \pm 2.3), \varepsilon = 7.5\%$
12	33.5	0.068	2.3	$\chi = (33.5 \pm 2.3), \varepsilon = 6.8\%$

Величина перепаду тиску на форсунці при усіх режимах роботи була однаковою і становила $\Delta P_{\phi} = (90000 \pm 800)\text{Па}$, $\varepsilon = 0.9\%$, діаметр сопла форсунки – $d_c =$

$(5.0 \pm 0.5)\text{мм}$, $\varepsilon = 10\%$.

Завдяки знайденій експериментально величині тиску насичених парів по Рейду за формулою (4.12) побудована крива насичених парів при варіації температури ППС від 25 до $-50\text{ }^{\circ}\text{C}$ (рис. 4.5).

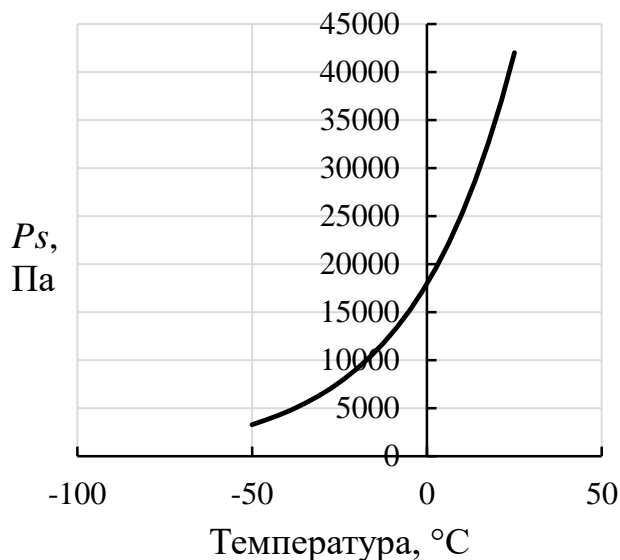


Рисунок 4.5 – Експериментально визначена крива тиску насичених парів

а)

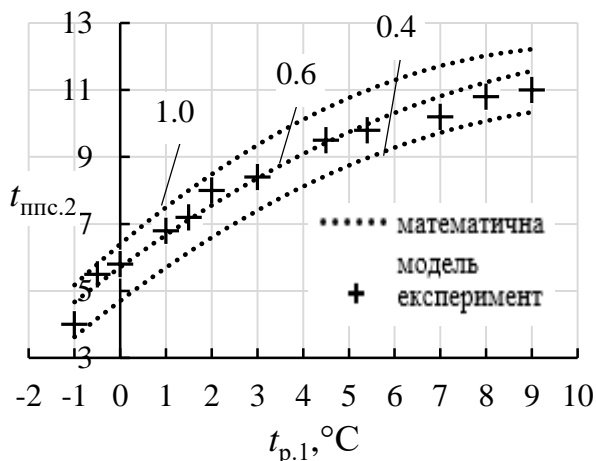
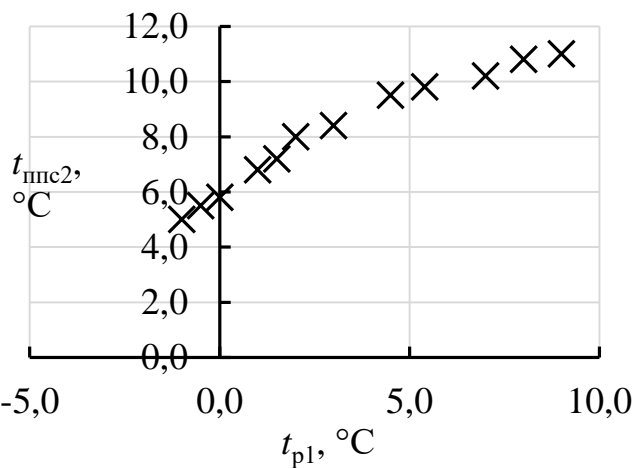
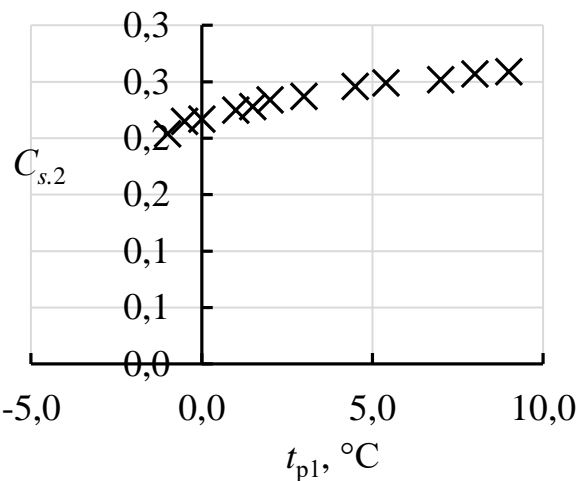


Рисунок 4.6 – Порівняння експериментальних і теоретичних даних по тепломасообміну в ежекційному апараті



а)



б)

Рисунок 4.7 – Залежність кінцевої температури ППС (а) та кінцевої концентрації бензину (б) від початкової температури розсолу

Величини, які знайдені експериментальним шляхом представлені у вигляді графічних залежностей на рис. 4.7 та рис. 4.8.

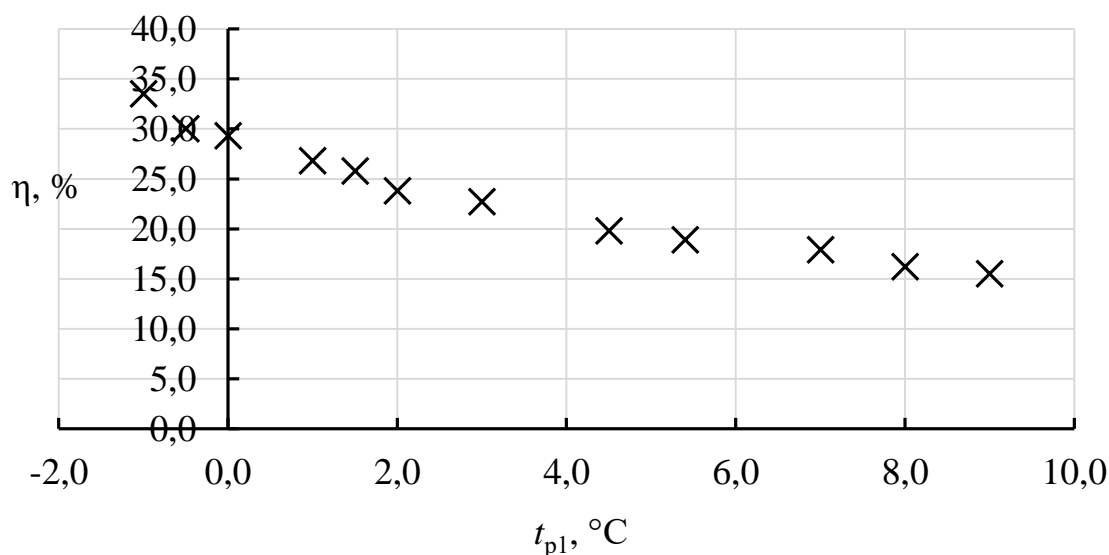


Рисунок 4.8 – Залежність ефективності вловлювання від початкової температури розсолу

Встановлено, що при початковій температурі ППС 20 °С і кінцевій – -50 °С. Ефективність вловлювання складе 91%. Слід зазначити, що мінімальна температура замерзання водного розчину хлористого кальцію становить -55 °С.

Наявність експериментальних даних дозволила вирішити ряд наукових задач. По-перше, для підтвердження адекватності математичної моделі тепломасообміну в ежекційному апараті і формули Стефана для розрахунку густини потоку речовини в сферичній системі координат виконано порівняння експериментальних даних з даними чисельних розрахунків при варіації товщини дифузійного пограничного шару δ_d , в долях від радіусу краплі (рис. 4.6). Встановлено, що найкраща узгодженість спостерігається при товщині δ_d , що дорівнює 0.6 від радіусу краплі.

Друга задача пов'язана з розробкою інженерної методики розрахунку ежекційних апаратів при конденсації парів вуглеводнів.

4.3 Спрощена методика розрахунку тепломасообміну в ежекційному апараті

Для спрощеного розрахунку контактних конденсаторів парів нафтопродуктів нами запропоновано використовувати методику Андрєєва Є.І. [90], яка дозволяє визначити сумарну кількість теплоти і маси, які передані від одного середовища до іншого, кінцеві або початкові параметри середовищ. Ним встановлено, що розраху-

нок параметрів рідини і ППС в широкому діапазоні їх зміни в контактних апаратах може вестися з використанням критеріального рівняння інтенсивності тепломасообміну виду:

$$Km = A \cdot Re^{x_2} \cdot Bm1^{x_3} \quad (4.17)$$

де Re – число Рейнольдса; $Bm1$ – число подібності теплових еквівалентів; Km – коефіцієнт інтенсивності тепломасообміну.

Коефіцієнт інтенсивності тепломасообміну:

$$Km = \frac{t_{\text{ппс.2}} - t_{\text{р.1}}}{t_{\text{ппс.1}} - t_{\text{р.1}}}, \quad (4.18)$$

де $t_{\text{ппс.2}}$, $t_{\text{ппс.1}}$ – кінцева і початкова температура середовищ відповідно; $t_{\text{р.1}}$ – початкова температура рідини.

В рівнянні (4.17) є невідомий коефіцієнт A і показники ступенів x_2 , x_3 , які можуть бути знайдені шляхом обробки експериментальних даних.

При обробці експериментальних даних використаний метод найменших квадратів, сутність якого в наступному. Критеріальне рівняння, вид якого запропонований Андрєєвим, представимо у вигляді ступеневої функції

Прологарифмуємо його:

$$\ln(Km) = \ln(A) + x_2 \cdot \ln(Re) + x_3 \cdot \ln(Bm1). \quad (4.19)$$

Записавши таке рівняння для кожного k -го режиму, отримаємо систему з k лінійних рівнянь, в якій три невідомих: $\ln(A)$, x_2 і x_3

$$\begin{cases} \ln(Km_1) = \ln(A) + x_2 \cdot \ln(Re_1) + x_3 \cdot \ln(Bm1_1) \\ \ln(Km_2) = \ln(A) + x_2 \cdot \ln(Re_2) + x_3 \cdot \ln(Bm1_2) \\ \dots\dots\dots \\ \ln(Km_k) = \ln(A) + x_2 \cdot \ln(Re_k) + x_3 \cdot \ln(Bm1_k) \end{cases} \quad (4.20)$$

При вирішенні такої переповненої системи рівнянь знаходять найбільш вірні значення невідомих, для яких сума квадратів відхилень (різниць правої і лівої частин) була б найменшою. Вимога мінімуму суми квадратів відхилень призводить до нової системи лінійних рівнянь, кожне з яких є похідною цієї суми за відповідним невідомим, що прирівнюється до нуля [18]:

$$\left\{ \begin{array}{l} \ln(A) \sum_{k=1}^N 1 + x_2 \sum_{k=1}^N \ln(Re_k) + x_3 \sum_{k=1}^N \ln(Bm1_k) \\ \quad - \sum_{k=1}^N \ln(Km_k) = 0 \\ \ln(A) \sum_{k=1}^N \ln(Re_k) + x_2 \sum_{k=1}^N (\ln(Re_k) \ln(Re_k)) + \\ x_3 \sum_{k=1}^N (\ln(Bm1_k) \ln(Re_k)) - \sum_{k=1}^N (\ln(Km_k) \ln(Re_k)) = 0 \\ \ln(A) \sum_{k=1}^N \ln(Bm1_k) + x_2 \sum_{k=1}^N (\ln(Re_k) \ln(Bm1_k)) + \\ x_3 \sum_{k=1}^N (\ln(Bm1_k)^2) - \sum_{k=1}^N (\ln(Km_k) \ln(Bm1_k)) = 0 \end{array} \right. , \quad (4.21)$$

де $k = 1, 2, \dots, N$ – номер вихідного рівняння, складеного за результатами k -го режиму; N – число вихідних рівнянь, яке дорівнює кількості режимів.

В результаті рішення даної системи рівнянь знайдуться невідомі x_2 , x_3 , які є показниками ступенів при числі Рейнольдса Re і числі подібності теплових еквівалентів $Bm1$. Також знайдеться значення $\ln(A)$.

В результаті обробки отриманих експериментальних даних, з використанням методу найменших квадратів [91], нами був знайдений остаточний вигляд рівняння інтенсивності тепломасообміну для процесу обробки ППС водним розчином $CaCl_2$:

$$Km = 26.4 \cdot Re^{-0.541} \cdot Bm_1^{-0.369} \quad (4.22)$$

Точність кореляції оцінювалася по середньоарифметичному відхиленню розрахункових даних (формула (4.22)) від експериментальних даних (формула (4.18)) (у %):

$$\Delta Km = \pm \frac{1}{N} \cdot \sum_{k=1}^N \left| \frac{Km_{(4.18)} - Km_{(4.22)}}{Km_{(4.18)}} \right|_k \cdot 100. \quad (4.23)$$

Формула (4.22) апроксимує дані чисельного експерименту з достатньою для практичних розрахунків середньою похибкою 10.8%.

При використанні методики Є.І. Андрєєва для розрахунку тепломасообміну при конденсації парів вуглеводнів їх теплофізичні і калоричні властивості рекомендовано розраховувати за формулами, що приведені нижче.

Парціальний тиск насичених парів бензину при температурі t [68]:

$$P_s = 57000 \cdot e^{-0.0327 \cdot (t_{н.к} - t)}, \quad (4.24)$$

де $t_{н.к}$ – температура початку кипіння, °С.

Для розрахунків $t_{н.к}$ була прийнята 46 °С.

Молекулярна маса парів бензину [68]:

$$M_{\text{вуг.}} = 60.9 - 0.306 \cdot (t_{н.к} + 273) + 0.001 \cdot (t_{н.к} + 273)^2. \quad (4.25)$$

Кінематична в'язкість ППС при температурі t , і парціальному тиску пари $P_{\text{п}}$ [68]:

$$\nu_{\text{ппс}} = \frac{10^{-6}}{\frac{1}{0.1 \cdot (t + 273) - 14.1} + \frac{P_{\text{п}}/P}{0.0225 \cdot (t + 273) - 3.61}}, \quad (4.26)$$

де P – абсолютний тиск в апараті, Па.

P вважався рівним атмосферному.

Питома масова теплоємність парів бензину при температурі T по формулі Бальке и Кей, (кДж/(кг·К)) [92]:

$$C_{p_{п}} = \frac{4.0 - \rho_{15}^{15}}{1541} \cdot (1.8 \cdot T + 211) \cdot (0.146 \cdot K - 0.41), \quad (4.27)$$

де ρ_{15}^{15} – відносна густина бензину; K – характеризуючий фактор.

ρ_{15}^{15} була прийнята 0.725.

Характеризуючий фактор [92]:

$$K = \frac{1.216 \cdot \sqrt[3]{T_{\text{ср.мол}}}}{\rho_{15}^{15}}, \quad (4.28)$$

де $T_{\text{ср.мол}}$ – середня молекулярна температура кипіння бензину, К.

Розрахунки велися при середньої молекулярної температурі кипіння, яка дорівнює 111.4 °С.

Питома теплота конденсації пари бензину розраховується за формулою Трутона (кДж/кг) [92]:

$$r = K \cdot \frac{T_{\text{ср.мол}}}{M_{\text{б}}}, \quad (4.29)$$

де $M_{\text{б}}$ – молекулярна маса бензину, кг/кмоль.

Висновок по четвертому розділу

Проведені експериментальні дослідження тепломасообміну в ежекційному апараті при конденсації парів вуглеводнів на краплях 19% розчину хлористого кальцію, які дозволили зробити наступні висновки:

1. Термодинамічний стан пароповітряної суміші в ежекційному апараті характеризується повним насиченням парами вуглеводнів, а отже можна використовувати

відомі залежності тиску насичених парів від температури насичення для визначення концентрації парів бензину.

2. В ході порівняння експериментальних даних по температурі охолодження пароповітряної суміші з розрахунковими даними встановлено, що найкраща узгодженість спостерігається при товщині дифузійного пограничного шару 0.6 від радіусу краплі.

3. Дані експериментальних досліджень використані при розробці спрощеної методики теплового розрахунку ежекційного апарату, в основі якій лежить рівняння інтенсивності тепломасообміну.

5 ЕКОНОМІЧНІ ПОКАЗНИКИ ВПРОВАДЖЕННЯ КОНДЕНСАЦІЙНОЇ СИСТЕМИ УЛФ З ВИКОРИСТАННЯМ ЕЖЕКЦІЙНОГО ПРИСТРОЮ

Однією з причин, яка спонукає встановлювати системи УЛФ на об'єктах нафтопродуктозабезпечення є економічні збитки від втрати нафтопродуктів при зберіганні. Для того, щоб впровадження УЛФ було економічно виправданим, величина доходу від вловлювання нафтопродуктів має перевищувати величину витрат на експлуатацію системи. А також прийнятним має бути термін окупності капітальних вкладень. Для визначення цих величин додатково вирішуються наступні задачі:

- підбір обладнання для системи конденсаційної УЛФ з використанням ежекційного апарату;
- визначення показників ППС, яка видаляється при великому диханні;
- розрахунок тривалості великого дихання;
- розрахунок ефективності вловлювання парів нафтопродуктів в ежекційному апараті.

5.1 Аналіз економічних показників впровадження конденсаційної системи УЛФ на АЗС

5.1.1 Обладнання конденсаційної системи УЛФ

Розрахунок економічного ефекту від впровадження системи УЛФ виконується для АЗС, яка розташована в м. Рені (рис. 5.1, табл. 5.1), з добовою пропускною здатністю $N = 400$ автомобілів на добу.

Вибір обладнання конденсаційної системи УЛФ виконується для наступних умов: 10 м^3 бензину зливається з автомобільної цистерни АЦ-10-260 в резервуар РГС 25. При досягненні величини надлишкового тиску в резервуарі 1900 Па відкривається відсічний клапан 3. Пароповітряна суміш з резервуару 1 (рис. 5.2) направляється в конденсатор ежекційного типу 6, де охолоджується на краплях розсолу, початкова температура яких становить мінус $25 \text{ }^\circ\text{C}$. Витрата розсолу прийнята $0.7 \text{ м}^3/\text{год}$. Діаметр сопла форсунки складає 4.55 мм . Діаметр крапель

0.371 мм.

Таблиця 5.1 – Склад резервуарів АЗС в місті Рені

5 СМНОСТІ (РЕЗЕРВУАРИ) З НЕБЕЗПЕЧНИМИ РЕЧОВИНАМИ											
№№ з/п	Найменування (тип) ємності (резервуар, цистерна)	Найменування речовини, агрегатний стан	Спосіб зберігання (підземний, наземний тощо)	Висота обвалування, м	Місткість однієї ємності		Кількість ємностей, шт	Параметри зберігання		Клас небезпеки за ГОСТ 12.1.007 (1, 2, 3, 4)	Відповідність вимогам зберігання (відповідає, не відповідає)
					м ³	т		тиск, атм	t, °С		
1	Резервуар №4	дизпаливо	підземний	-	25	19,2	1	0,25	15±5	4	відповідає
2	Резервуар №1	бензин А-80	підземний	-	25	17,2	1	0,25	15±5	4	відповідає
3	Резервуар №2	бензин А-92	підземний	-	25	17,4	1	0,25	15±5	4	відповідає
4	Резервуар №3	бензин А-95	підземний	-	25	17,4	1	0,25	15±5	4	відповідає

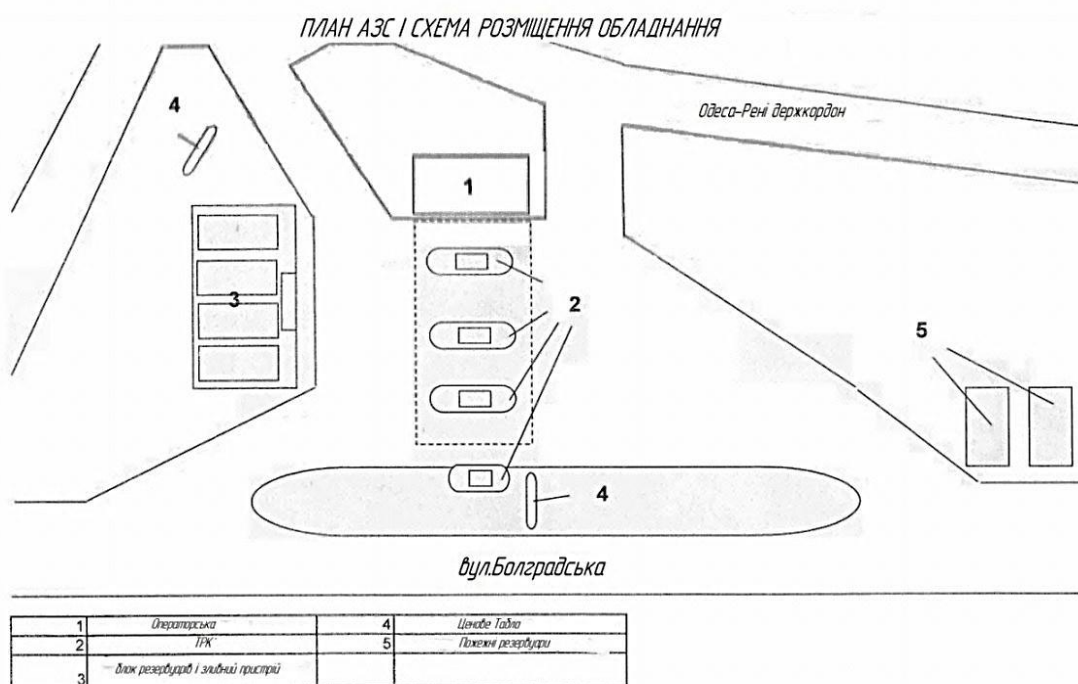
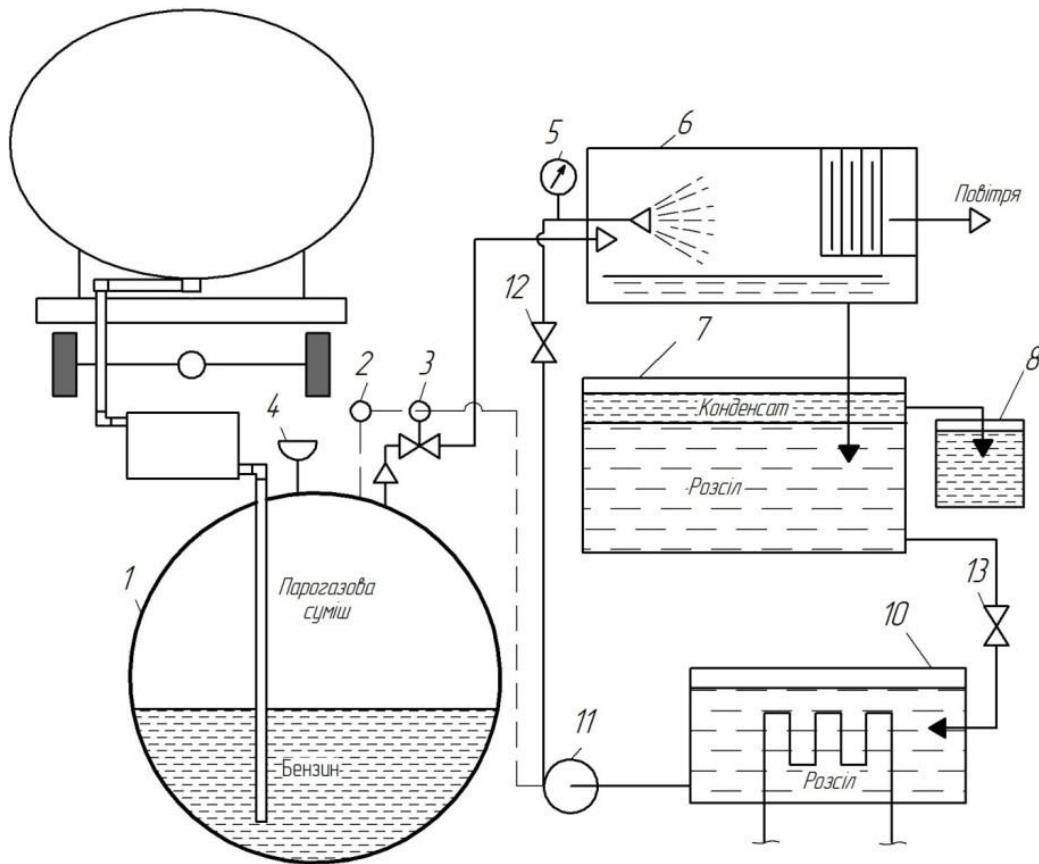


Рисунок 5.1 – План АЗС в місті Рені

Довжина робочої зони апарату з врахуванням краплевловлювача складає 840 мм. Температура парогазової суміші в резервуарі складає 20 °С. Температура оточуючого середовища складає 25 °С. Будемо вважати, що пароповітряна суміш в резервуарі знаходиться в насиченому стані. Цьому стану відповідає об'ємна концентрація парів бензину $0.244 \text{ м}^3(\text{парів})/\text{м}^3(\text{ППС})$.

Розрахунок параметрів ППС на виході з резервуару за математичною моделлю, яка представлена в розділі 3, показує, що середня витрата ППС складе $36 \text{ м}^3/\text{год}$ при загальному часі зливання $\tau_3 = 17.6 \text{ хв}$. Згідно з розрахунком ежекційного апарату за моделлю тепломасообміну (розділ 3) ефективність вловлювання χ

складе 75 % (об.). При цьому пароповітряна суміш охолідиться від 20 °С на вході в апарат до мінус 21 °С на виході. Тоді як розсіл нагріється на 4 °С. Температура розсолу на вході в апарат мінус 25 °С, на виході – мінус 21 °С.



1 – резервуар; 2 – датчик тиску; 3 – відсічний клапан; 4 – дихальний клапан; 5 – манометр; 6 – ежекційний апарат; 7 – відстійник; 8 – ємність збору конденсату; 10 – охолоджувач розсолу; 11 – циркуляційний насос; 12, 13 – вентиль

Рисунок 5.2 – Система УЛФ з ежекційним пристроєм

Охолодження розсолу забезпечує холодильна машина, холодопродуктивність якої має становити:

$$Q_x = G_p \cdot C p_p \cdot (t_{p.вх} - t_{p.вих}), \quad (5.1)$$

де G_p – масова витрата розсолу, кг/с; $C p_p$ – середня питома теплоємність розсолу, Дж/(кг·К); $t_{p.вх}$, $t_{p.вих}$ – температура розсолу на вході та на виході з ежекційного апарату, відповідно.

Згідно з формулою (5.1) для того, щоб охолодити на 4 °С 0.7 м³/год розсолу

холодопродуктивність холодильної машини має становити не менше 2300 Вт. Даній величині відповідає компресорно-конденсаторний агрегат (ККА) ОР-LCHC068NTA02E фірми Danfoss із холодоагентом R452A (рис. 5.3).

Графік залежності холодопродуктивності холодильної машини (кВт) від температури кипіння холодоагенту при варіації температури оточуючого середовища представлений на рисунку 5.4.

При температурі кипіння холодоагенту в випарнику мінус 28 °С і температурі оточуючого середовища 25 °С холодопродуктивність складе біля 2400 Вт, що достатньо для охолодження розсолу.

Цикл холодильної машини у вигляді діаграми "тиск-ентальпія" представлений на рисунку 5.6. Після конденсатора температура переохолодженого холодильного агента складає 34 °С при абсолютному тиску 1725000 Па (точка 3).

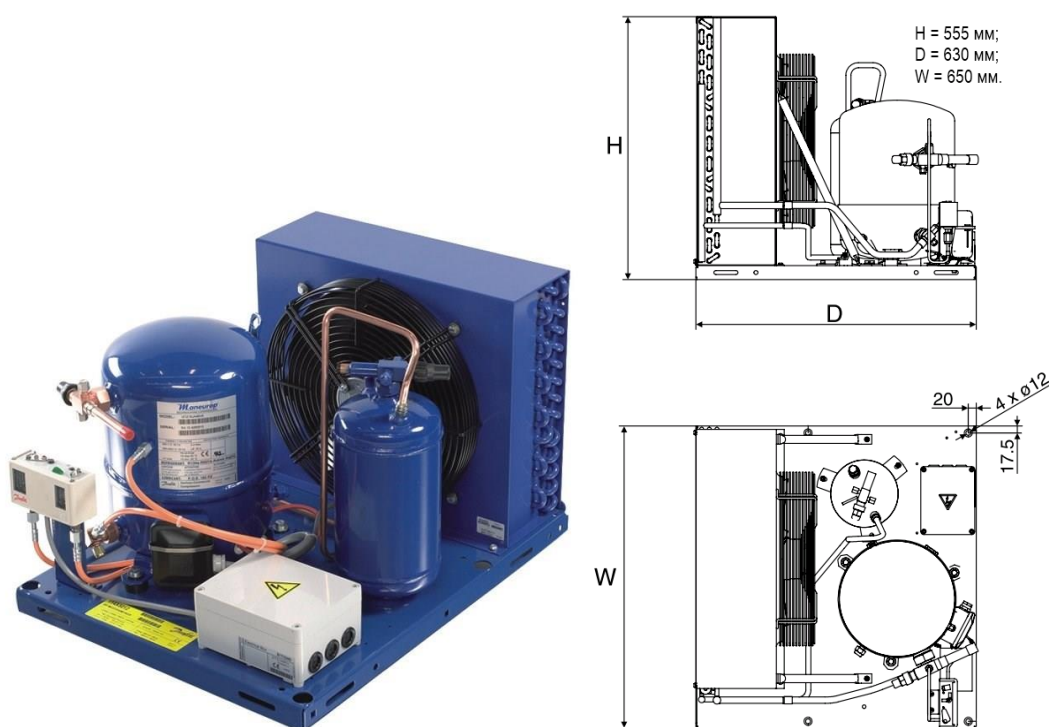


Рисунок 5.3 – Компресорно-конденсаторний агрегат фірми Danfoss [93]

Далі рідина розширюється і переходить в стан 4, якому відповідає температура -30 °С. Тиск знижується до 198800 Па. При цьому частина рідини випаровується.

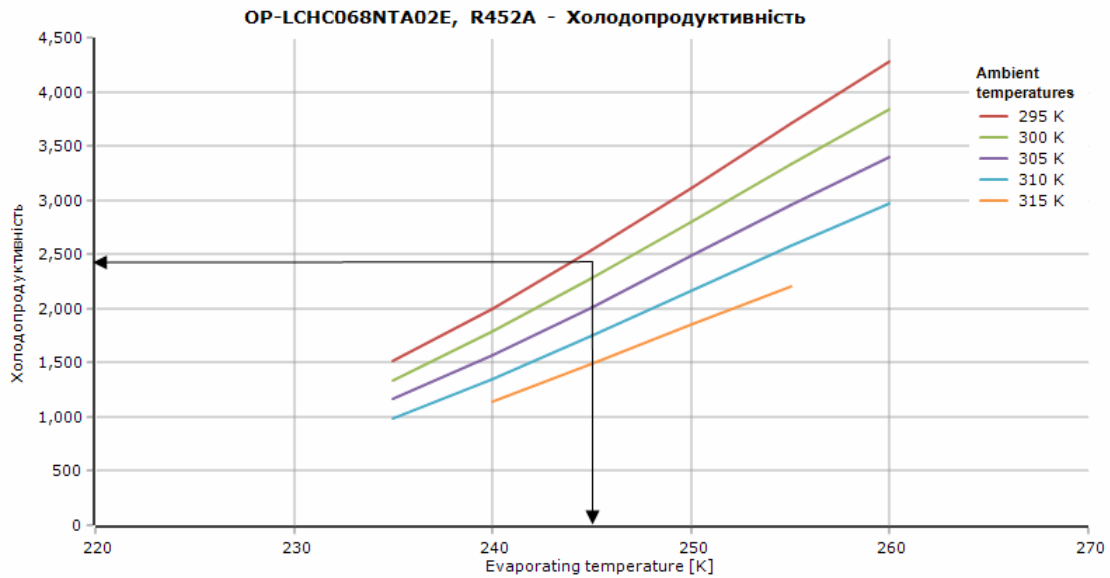


Рисунок 5.4 – Графік залежності холодопродуктивності холодильної машини від температури кипіння холодоагенту

Решта рідини випаровується в випарнику, виконуючи таким чином необхідний холодильний ефект. Спочатку стан холодоагента сягає точки 1s (100% насичений пар) і далі в наслідок перегрівання сягає точки 1 на виході з випарника, якій відповідає температура мінус 26 °С. Густина газоподібного холодоагента при цій температурі складає 10.72 кг/м^3 , масова витрата 0.02063 кг/с . Пар стискається в компресорі до тиску конденсації 1725000 Па . Температура холодоагента підвищується до 70 °С (точка 2). Далі пар надходить в конденсатор, де охолоджується і конденсується. Після конденсатора рідина знаходиться не в насиченому стані, а трохи переохолодженою – при температурі 34 °С (точка 3). Таким чином холодильний цикл замкнувся.

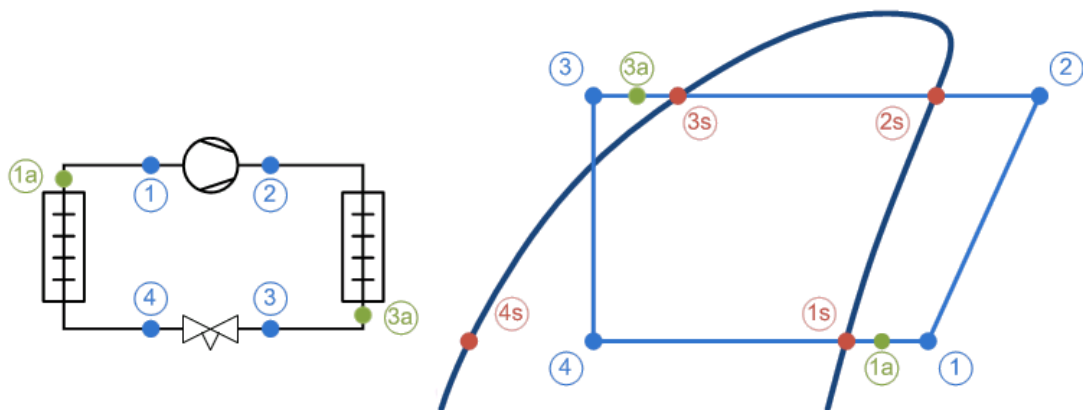


Рисунок 5.5 – Цикл холодильної машини

Графік залежності споживаної потужності холодильної машини від темпера-

тури кипіння холодоагенту при варіації температури оточуючого середовища представлений на рисунку 5.6. При температурі кипіння мінус 28 °С потужність P_x складе 1680 Вт.

В якості розсолу будемо використовувати 25.7 % (мас.) водний розчин хлористого кальцію. При температурі мінус 25 °С він має густину 1240 кг/м³. Температура замерзання складає мінус 31.2 °С. На відміну від водного розчину хлористого натрію, розчин хлористого кальцію замерзає при менших температурах (до -55 °С). Крім того даний розчин не розчиняється у бензині, що підтверджено відповідним випробовуванням (додаток Ж).

Вибір розсільного насоса здійснюють по необхідній продуктивності і напору. Оскільки довжина розсільного трубопроводу невелика (не більше 3 м), основні втрати механічної енергії рідини відбуваються на форсунці.

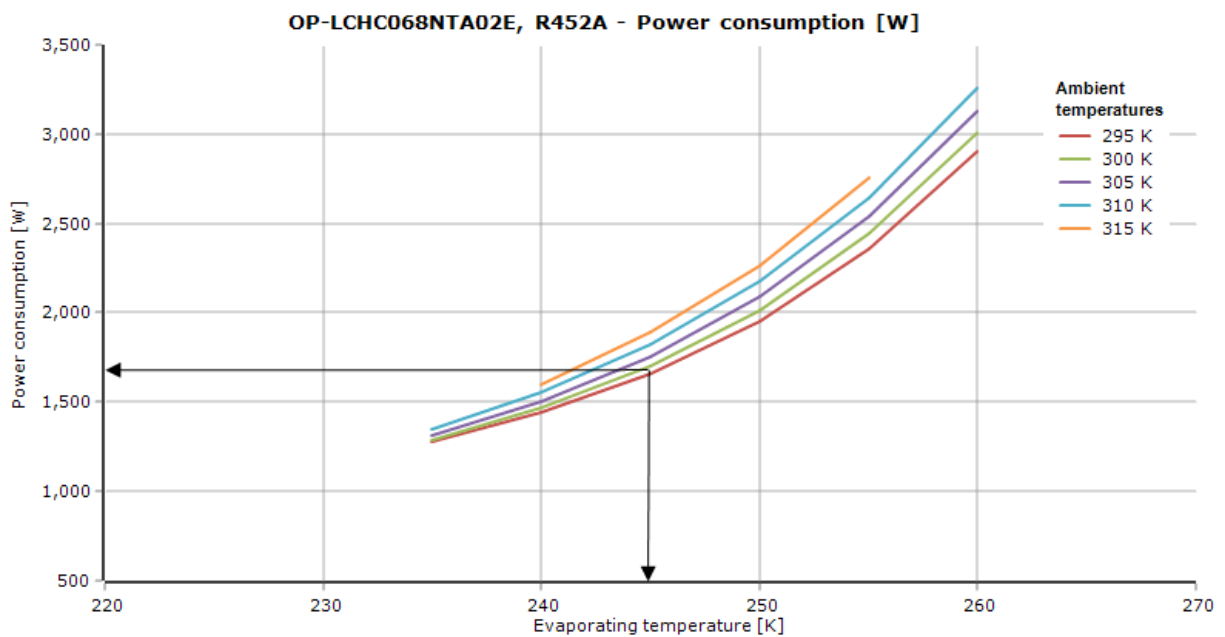


Рисунок 5.6 – Споживана потужність холодильної машини

Для забезпечення витрати розсолу 0.7 м³/год, згідно з розрахунками, перепад тиску на форсунці має становити 0.3 МПа. Тому напір насоса має складати не менше 25 м.

Для перекачування розсолу приймаємо несамовсмоктувальний горизонтальний багатоступеневий відцентровий насос СМЕ1-7 фірми Grundfos (рис. 5.7).

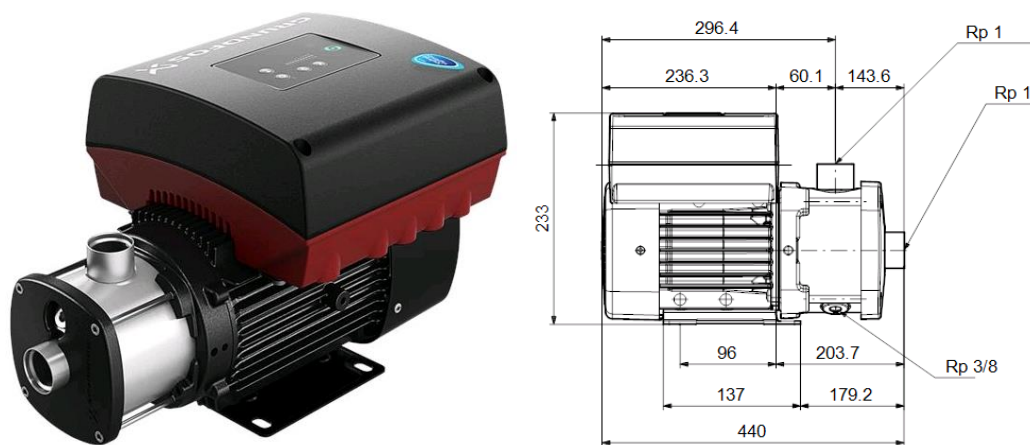


Рисунок 5.7 – Насос Grundfos CME1-7 [94]

Його особливістю є широкий діапазон продуктивності за рахунок вбудованого перетворювача частоти та підвищена антикорозійна стійкість, що важливо при перекачуванні таких агресивних середовищ як водні розчини солей. Мінімальна температура рідини при перекачуванні становить мінус 20 °С. По спеціальному замовленню можуть поставлятися насоси CME1-7 для перекачування холодних рідин з температурою нижче мінус 20 °С.

Для визначення потужності, яку насос споживає, скористаємося його характеристикою (рис. 5.8).

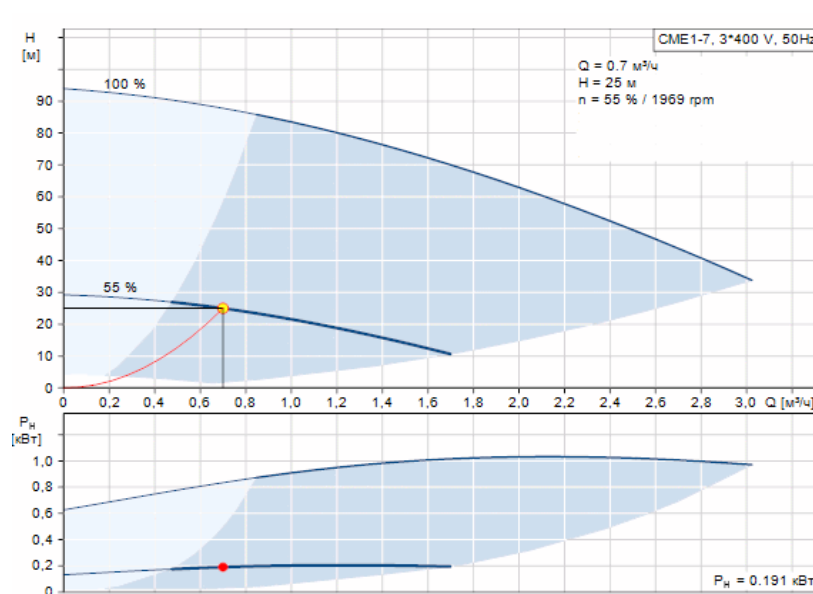
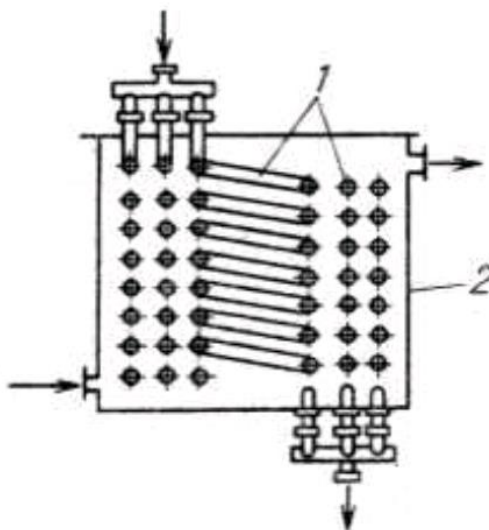


Рисунок 5.8 – Характеристика насосу Grundfos CME1-7

Споживана потужність насосу P_n складає 191 Вт.

В якості випарника 10 (рис. 5.9) може використовуватися змішувковий теплообмінник.



1 – змійовик; 2 – корпус

Рисунок 5.9 – Змійовиковий теплообмінник [95]

Тепловий розрахунок змійовикового теплообмінника показав, що для охолодження 0.7 м³/год розсолу на 4 °С, площа поверхні мідного змійовика з зовнішнім діаметром 20 мм має становити 4 м².

5.1.2 Розрахунок економічного ефекту від впровадження конденсаційної системи УЛФ на АЗС

Метою дослідження є обґрунтування економічної ефективності використання установки конденсаційного уловлювання легких фракцій бензину з резервуарів АЗС. У загальному випадку економічний ефект оцінюється як різниця між вартістю вловлених нафтопродуктів та сумою грошових витрат на інновацію.

Оцінка економічної ефективності установки може бути виконана на підставі одного з двох методів:

- простих статистичних оцінок;
- аналізу показників ефективності з урахуванням фактора часу.

Перша група методів передбачає, що розрахунки здійснюються без урахування часової вартості грошей. При цьому одним з основних статистичних методів є оцінка за терміном окупності інвестицій.

Час окупності визначається за формулою:

$$T_{\text{ок}} = \frac{K}{D - E}, \quad (5.2)$$

де $T_{ок}$ – термін окупності, рік; K – капітальні витрати, грн.; D – річний дохід за рахунок вловлювання втраченого нафтопродукту, грн.; E – річні експлуатаційні витрати, грн.

Річний дохід від використання системи УЛФ:

$$D = \sum_{i=1}^n \left(C_i \cdot \frac{G_{втр.i}}{\rho_i} \cdot \chi \right), \quad (5.3)$$

де C_i – ціна i -го нафтопродукту, грн./л; ρ_i – густина i -го нафтопродукту, кг/м³; $G_{втр.i}$ – норма річних втрат i -го нафтопродукту, кг/рік; χ – ефективність вловлювання, об'ємних долей.

Норма річних втрат від випаровування визначається за формулою:

$$G_{втр} = P_{азс} \cdot G, \quad (5.4)$$

де $P_{азс}$ – норматив природного убутку нафтопродукту при прийманні, зберіганні та відпуску нафтопродукту (таблиця 5.2), кг/т; G – річний вантажообіг нафтопродукту, т/рік.

Таблиця 5.2 – Норми природного убутку нафтопродуктів $P_{азс}$ при прийманні, зберіганні, відпуску на АЗС для заглиблених резервуарів в третій кліматичній зоні (в кілограмах на 1 тону прийнятої кількості) [68]

Група нафтопродуктів	осінньо-зимовий період	весняно-літній період
1	0.48	0.56
5	0.02	0.02

Річний вантажообіг нафтопродукту:

$$G = N \cdot \omega \cdot V_{од} \cdot \rho \cdot 365, \quad (5.5)$$

де N – кількість автомобілів, які АЗС обслуговує за добу, 1/добу; ω – процент від загальної кількості заправлень на добу, що приходять на нафтопродукт, що розглядається, %; $V_{од}$ – об'єм одного заправлення, м³.

Процент заправлень ω бензином та дизельним паливом складає відповідно

75% та 25%. Об'єм одного заправлення $V_{од}$ бензином та дизпаливом відповідно 30 л та 50 л. Густина бензину і дизпалива відповідно 750 кг/м^3 та 860 кг/м^3 .

Таблиця 5.3 – Результати розрахунку доходу від впровадження системи УЛФ

Нафтопродукт	Річний ван-тажобіг G , т/рік	Норма річних витрат, $G_{втр}$, кг/рік	Річний дохід D , грн/рік
	формула		
	(5.5)	(5.4)	(5.3)
Бензин	2465*	1282	40118
Дизпаливо	1571	31	

* тут і далі ціни відповідають вартості долара США $1\$ = 27 \text{ грн}$.

Таблиця 5.4 – Характеристики та вартість основних апаратів, агрегатів та іншого обладнання

Найменування	Споживна потужність, Вт	Вартість, грн
ККА Danfoss OP-LCHC068NTA02E, R452A	1680	37700
Розсільний насос Grundfos SME1-7	191	30000
ПВХ ємності квадратні в решітці (3 шт.)	-	5500
Поліетиленові труби, шланги та з'єднувальна арматура	-	5100
Пуск і налаштування	-	1100
Монтаж обладнання	-	1000
Проект	-	20000
Всього витрат на основні фонди		100400
Всього капітальних витрат з урахуванням непередбачуваних витрат (10%)		110440

Капітальні витрати на систему УЛФ зведені в таблицю 5.4.

Отже капітальні витрати K складуть 110440 грн.

Річні експлуатаційні витрати:

$$E = 1.2 \cdot (R + Eл + X + A), \quad (5.6)$$

де $R = 0.01 \cdot K$ – затрати на ремонтні роботи, грн.; $Eл$ – витрати на електроенергію, яку споживає ККА та насос, грн.; $X = 0.001 \cdot K$ – витрати на холодоа-

гент – водний розчин CaCl_2 , грн.; A – амортизаційні відрахування, грн.; 1.2 – коефіцієнт, який враховує непередбачувані витрати.

Витрати на електроенергію:

$$E_{\text{л}} = (P_{\text{х}} + P_{\text{н}}) \cdot \tau_{\text{з}} \cdot C_{\text{ел}}, \quad (5.7)$$

де $P_{\text{х}}, P_{\text{н}}$ – споживна потужність ККА та насосу відповідно, Вт; $\tau_{\text{з}}$ – напруження системи УЛФ за рік, год; $C_{\text{ел}} = 1.5$ грн/кВт · год – тариф на споживання електроенергії.

При сумарному річному вантажообігу нафтопродуктів 4036 тон бензовозу знадобиться затратити $\tau_{\text{з}} = 168$ год на зливання за рік, за умови, що продуктивність зливання дорівнює $30 \text{ м}^3/\text{год}$. Цей час дорівнює річному часу роботи системи УЛФ. Згідно з формулою (5.7) витрати на електроенергію складуть 472 грн.

Амортизаційні відрахування враховують зношення обладнання:

$$A = \frac{K \cdot N_{\text{А}}}{100}, \quad (5.8)$$

де K – капітальні витрати, грн.; $N_{\text{А}} = 6.7\%$ – норма амортизаційних відрахувань.

Результати розрахунку експлуатаційних витрат представлені в таблиці 5.5.

Таким чином, річні експлуатаційні витрати E складають 9048 грн. Термін окупності згідно з формулою (5.2) складе 3.6 років. Графічна інтерпретація до розрахунку терміну окупності представлена на рис. 5.10.

Таблиця 5.5 – Річні експлуатаційні витрати

Показник	Ремонтні роботи R , грн.	Затрати на електроенергію $E_{\text{л}}$, грн	Витрати на холодоагент X , грн	Амортизаційні відрахування A , грн
Формула	$0.01 \cdot K$	(5.7)	$0.001 \cdot K$	(5.8)
Результат	1104	471	110	7363

Цей метод досить простий у застосуванні, він дозволяє узгодити грошові потоки з даними бухгалтерського обліку. Недоліки методу полягають в тому, що метод не враховує фактор часу, тобто тимчасовий аспект вартості грошей, при якому доходи і витрати, пов'язані з використанням проекту, порівнюються шля-

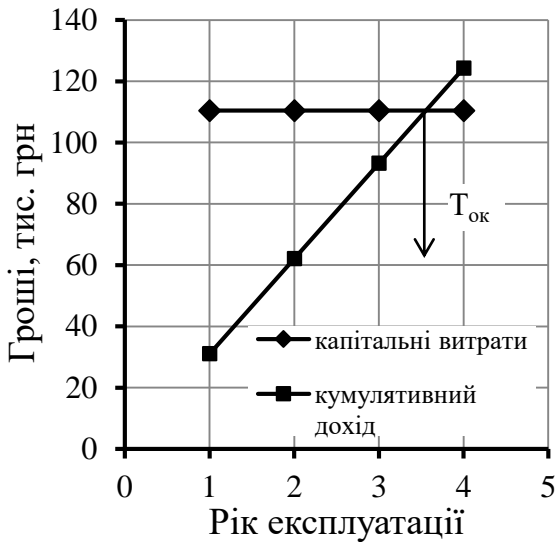


Рисунок 5.10 – Термін окупності

хом дисконтування, а також існує ймовірність суб'єктивного підходу до визначення економічно виправданого періоду окупності.

Виконаємо другий варіант економічного розрахунку з урахуванням інфляційних процесів. Інфляція в основному відбувається через підвищення вартості енергетичних ресурсів, а установка СУЛФ якраз і зберігає енергоресурси, а саме паливо, яке має звичку з кожним роком і навіть сезоном дорожчати.

Річний балансовий прибуток, грн.:

$$\text{БП} = \text{Д} - \text{Е} \quad (5.9)$$

Річний податок на прибуток, грн.:

$$\text{Н} = \frac{\text{БП} \cdot \text{М}}{100\%}, \quad (5.10)$$

М – ставка податку на прибуток, %.

Річний чистий прибуток, грн.:

$$\text{ЧП} = \text{БП} - \text{Н}, \quad (5.11)$$

Річний грошовий потік, грн.:

$$\text{ГП} = \text{ЧП} + \text{А}, \quad (5.12)$$

де А – амортизаційні відрахування, грн.

З плином часу вартість грошей змінюється. Даний фактор дозволяє врахувати дисконтування – приведення майбутніх грошових потоків до поточного періоду з врахуванням зменшення вартості грошей з плином часу. Для інвестиційного проекту по впровадженню системи УЛФ з ежекційним пристроєм приймаємо ставку дисконтування $r = 10\%$.

Результати розрахунку з врахуванням дисконту зведені в таблицю 5.6.

Таблиця 5.6 – Показники економічної ефективності системи УЛФ для скорочення втрат нафтопродукту від випаровування на АЗС при ставці податку на прибуток $M = 25\%$, грн.

Показники	Рік експлуатації				
	1	2	3	4	5
Дохід, Д	40118	40118	40118	40118	40118
Експлуатаційні витрати, Е	9048	9048	9048	9048	9048
Балансовий прибуток, БП	31070	31070	31070	31070	31070
Податок на прибуток, Н	7768	7768	7768	7768	7768
Чистий прибуток, ЧП	23302	23302	23302	23302	23302
Грошовий потік, ГП	30665	30665	30665	30665	30665
Коефіцієнт дисконтування, α	0.909	0.826	0.751	0.683	0.621
Дисконтований грошовий потік, $\alpha \cdot$ ГП	27874	25329	23029	20944	19043
Кумулятивний грошовий потік, Σ ГП	-82566	-57237	-34208	-13264	5779

Таким чином, враховуючи дисконтну ставку термін окупності складе майже 5 років. Графічна інтерпретація розрахунку терміну окупності представлена на рис. 5.11. Варто звернути увагу на криволінійний характер зміни кумулятивного доходу, який враховує дисконтну ставку (рис. 5.11), тоді як зміна кумулятивного доходу без врахування фактору часу відбувається за лінійним законом (рис. 5.10).

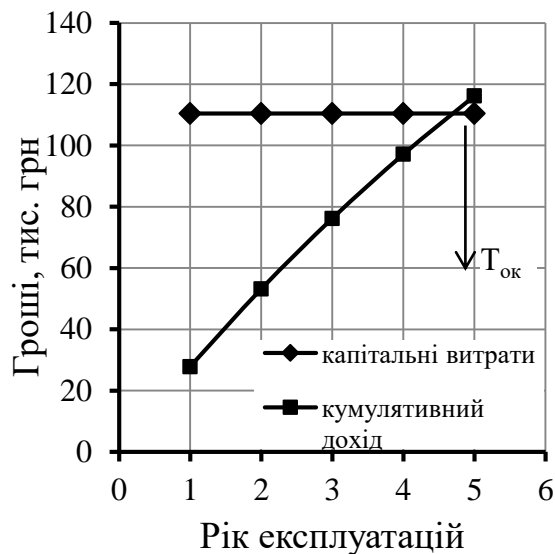


Рисунок 5.11 – Термін окупності з врахуванням дисконтної ставки

Приведені результати розрахунку економічних показників впровадження рекомендовано використовувати в методиках Бойченка С.В., Черняк Л.М [96], Коршака О.А. [97,98] щодо вибору засобів УЛФ.

5.2 Аналіз економічних показників при конденсаційному способі вловлювання парів нафтопродуктів під час великих дихань резервуарів РВС

Процес наповнення резервуарів нафтобаз супроводжується викидами широких фракцій легких вуглеводнів, маса яких складає до 0.1% від загальної маси нафтопродуктів, що перевалюється [99,100]. На сьогоднішній день запропонована велика кількість засобів і систем, спрямованих на скорочення втрат від випаровування на перевалочних і розподільних нафтобазах. Їх порівняння виконують за критеріями, основні з яких це: ремонтпридатність, експлуатаційні характеристики, пожежо- та вибухобезпека, економічний ефект.

Особливістю дихань резервуарів нафтобаз у порівнянні з резервуарами АЗС є значні обсяги пароповітряної суміші, що видаляються. При впровадженні конденсаційного способу вловлювання легких фракцій нафтопродуктів з використанням ежекційного пристрою ця особливість накладає необхідність застосування холодильних машин значної холодопродуктивності. Оцінювання економічної доцільності впровадження запропонованої системи УЛФ може бути проведене за співставленням двох величин: вартості вловленого нафтопродукту та суми експлуатаційних витрат. Основу експлуатаційних витрат складають перерахунки за спожиту електроенергію при роботі холодильного обладнання та розсільного насосу.

Як встановлено у попередніх розділах ефективність вловлювання бензинових парів залежить від температури їх охолодження: чим нижче температура охолодження, тим більше ефективність вловлювання. Зниження температури охолодження потребує збільшення капітальних вкладень та енергетичних затрат на роботу холодильної машини і розсільного насосу. Для виявлення економічно обґрунтованих температур охолодження ППС мають бути проведені відповідні розрахунки.

Розглянемо задачу, яка пов'язана з роботою конденсаційної системи УЛФ з ежекційним пристроєм на резервуар типу РВС при великому диханні. Передбачається, що 25 червня на нафтобазі в м. Рені відбувається заповнення резервуару РВС 3000 бензином від початкового рівня $H_1 = 6$ м до кінцевого $H_2 = 9$ м. Закачування бензину відбувається із продуктивністю $Q_{зак.} = 400$ м³/год. Закачуванню бензину передувало триденне простоювання резервуару. Мінімальна температура нафтопродукту складала $T_{min} = 290$ К, максимальна – $T_{max} = 300$ К. Тиск насичених парів по Рейду $P_R = 44000$ Па. Налаштування клапану вакууму $P_{вак.} = 196$ Па. Надлишковий тиск спрацювання клапана $P_{над.} = 1962$ Па. Внутрішній діаметр паливно-роздавального патрубку $D_{пат.} = 610$ м. В ході виконання цієї задачі потрібно: встановити характеристики ППС, що видаляється з резервуару; виконати підбір компресорно-конденсаторного агрегату (ККА) і розсільного насосу, що входять в запропоновану систему УЛФ; виконати економічний аналіз вловлювання бензинових парів при різних температурах охолодження ППС (від 0 до -20 °С).

При простоюванні резервуару відбувається насичення його газового простору (ГП) парами бензину. Кінетика насичення залежить від різниці концентрацій парів біля поверхні рідини і вдалині і може бути описана критеріальними рівняннями, які запропоновані О.А. Коршаком і його учнями [68,101].

Об'ємна концентрація парів в ППС після простоювання визначається за формулою:

$$C_{пр.} = \frac{\bar{C}_{пр.}}{\frac{M_{вуг.}}{M_{пов.}} - \bar{C}_{пр.} \left(\frac{M_{вуг.}}{M_{пов.}} - 1 \right)}, \quad (5.13)$$

де $\bar{C}_{пр.}$ – масова концентрація парів в кінці простоювання; $M_{вуг.}$, $M_{пов.}$ – молекулярна маса парів і повітря відповідно.

Масова концентрація парів $\bar{C}_{пр.}$ в кінці простоювання залежить від кількості парів, які випарувалися за час простоювання $\Delta m_{вуг.пр.}$:

$$\bar{C}_{пр.} = \frac{m_{вуг.min} + \Delta m_{вуг.пр.}}{m_{ппс.min} + \Delta m_{вуг.пр.}}, \quad (5.14)$$

де $m_{\text{вуг.}min}$, $m_{\text{ппс.}min}$ – маса парів та ППС в ГП при температурі T_{min} .

Основні результати розрахунку (додаток Й) параметрів ППС при простоюванні зведені в таблицю 5.7.

Таблиця 5.7 – Результати розрахунку параметрів ППС при простоюванні

Показник	Результат	Показник	Результат
1	2	1	2
Об'єм рідинної фази, м ³	1698	Густина потоку парів, кг/(м ² ·год)	0.167
Об'єм парової фази, м ³	1672	Маса бензину, що випарувалася в період зростання $\Delta m_{\text{вуг.пр.}}$, кг	520
Маса ППС в ГП $m_{\text{ппс.}min}$ при T_{min} , кг	2797	Масова концентрація $\bar{C}_{\text{пр.}}$	0.572
Маса парів в ГП $m_{\text{вуг.}min}$ при T_{min} , кг	1377	Об'ємна концентрація в кінці простоювання, $C_{\text{пр.}}$	0.373

Таким чином в кінці простоювання об'ємна концентрація парів $C_{\text{пр.}}$ склала 0.373. Для того, щоб визначити, чи має місце донасичення ГП парами при закачуванні визначимо середню концентрацію насичених парів для цієї операції. Результати розрахунку (додаток Й) зведемо в таблицю 5.8.

Таблиця 5.8 – Результат розрахунку об'ємної концентрації насичених парів при закачуванні

Показник	Результат	Показник	Результат
1	2	1	2
Середній об'єм рідинної фази, м ³	2122	Середній тиск насичених парів, Па	37531
Середній об'єм парової фази, м ³	1248	Середня об'ємна концентрація насичених парів $C_{S,зак}$	0.375

Розрахунки показали, що середня концентрація насичених парів в процесі закачування $C_{S,зак}$ практично дорівнює концентрації після простоювання $C_{\text{пр.}}$. Тому донасичення в процесі закачування не буде, а концентрація парів, що відходять буде дорівнювати $C_{S,зак} = 0.375$.

В ежекційному апараті відбувається передача тепла від ППС до охолоджених крапель розсолу. Характеризується цей процес величиною теплового потоку, який дорівнює різниці теплової енергії на вході $N_{\text{вх.}}$ і виході апарату $N_{\text{вих.}}$:

$$N = N_{\text{вх.}} - N_{\text{вих.}} \quad (5.15)$$

Результати розрахунку (додаток Й) теплового потоку на вході і виході апарату зведені в таблицю 5.9 та 5.10 відповідно.

Таблиця 5.9 – Результати розрахунку теплового потоку ППС на вході в апарат

Показник	Результат	Показник	Результат
1	2	1	2
Температура ППС на вході в апарат, °С	22	Масова витрата ППС, кг/год	693.7
Масова витрата повітря, кг/год	295.5	Тепловий потік ППС $N_{\text{вх.}}$, кВт	40.2
Масова витрата бензинових парів кг/год	398.2	-	-

Таблиця 5.10 – Результати розрахунку теплового потоку ППС на виході з апарату

Показник	Температура ППС на виході апарату, °С				
	0	-5	-10	-15	-20
Концентрація бензинових парів	0.178	0.150	0.126	0.107	0.09
Ефективність вловлювання, %	52.7	60.1	66.3	71.6	76.0
Об'ємна витрата ППС, м ³ /год	281.2	267.0	255.0	244.6	235.5
Масова витрата парів, кг/год	143.2	116.8	95.9	79.1	65.5
Масова витрата ППС, кг/год	438.6	412.3	391.4	374.6	361.0
Масова витрата парів, що сконденсувалася, кг/год	255.0	281.3	302.2	319.0	332.6
Тепловий потік ППС $N_{\text{вих.}}$, кВт	12.1	9.1	6.7	4.8	3.2
Тепловий потік, який відібраний у ППС N , кВт	28.2	31.1	33.5	35.4	37.1

Масова витрата розсолу може бути розрахована виходячи з рівняння балансу енергії:

$$G_p = \frac{N}{\Delta t_p \cdot C p_p}, \quad (5.16)$$

де $\Delta t_p = 3 K$ – різниця температур розсолу на вході і виході апарату; $C p_p$ – теплоємність розсолу при середній температурі.

Вважаючи, що температури розсолу і ППС в кінці апарату однакові виконаємо розрахунок витрати розсолу (додаток Й) і результати зведемо в таблицю 5.11.

Таблиця 5.11 – Результати розрахунку витрати розсолу

Показник	Температура ППС на виході апарату, °C				
	0	-5	-10	-15	-20
Початкова температура розсолу, °C	-3	-8	-13	-18	-23
Кінцева температура розсолу	0	-5	-10	-15	-20
Середня теплоємність розсолу $C p_p$, Дж/(кг·К)	2925	2910	2910	2904	2889
Середня густина розсолу, кг/м ³	1219	1221	1223	1225	1227
Масова витрата розсолу, кг/год	11565	12836	13813	14645	15390
Об'ємна витрата розсолу, м ³ /год	9.5	10.5	11.3	12.0	12.5

Масова витрата через одну форсунку може бути визначена за наступною формулою:

$$G_\phi = \pi \cdot \frac{d_c^2}{4} \cdot \mu_\phi \cdot \sqrt{2 \cdot \Delta P_\phi \cdot \rho_p}, \quad (5.17)$$

де d_c – діаметр сопла форсунки; μ_ϕ – коефіцієнт витрати; ρ_p – густина розсолу; ΔP_ϕ – перепад тиску на форсунці.

Виходячи з рекомендованого значення перепаду тиску на форсунці $\Delta P_\phi = 0.3$ МПа, величини діаметра форсунки $d_c = 4.5$ мм виконаний розрахунок (додаток Й) витрати розсолу через одну форсунку і необхідної їх кількості (т 5.12)

Підбір розсільного насосу виконуємо виходячи з припущення, що втрати напору відбуваються лише на форсунці. Оскільки меншим значенням температури охолодження розсолу будуть відповідати більші значення витрати розсолу, то і споживна потужність насосів буде більше. Для перекачування розсолу запропоновані насоси типу Grundfos. Результати розрахунку їх споживної потужності (дода-

ток Й) зведені в таблицю 5.13.

Таблиця 5.12 - Результати розрахунку витрати розсолу через форсунку

Показник	Температура ППС на виході апарату, °C				
	0	-5	-10	-15	-20
Масова витрата через одну форсунку, кг/год	847.9	848.6	849.3	850.0	850.7
Об'ємна витрата через одну форсунку, м ³ /год	0.696	0.695	0.695	0.694	0.694
Необхідна кількість форсунок	14	15	16	17	18

Таблиця 5.13 – Результати розрахунку споживної потужності насосів

Показник	Температура ППС на виході апарату, °C				
	0	-5	-10	-15	-20
Тип насосу	СМ10-2	СМ10-2	СМ10-3	СМ10-3	СМ10-3
Кількість насосів	1	1	1	1	1
Споживна потужність $N_{ел.н}$, кВт	1.2	1.2	2.1	2.0	2.0

Підбір холодильної машини (ХМ) виконується за величиною потрібної холодопродуктивності N , яка визначена в таблиці 5.10. Для охолодження розсолу запропонована ХМ фірми Dunfos. Результати підбору холодильної машини (додаток Й) і визначення споживної потужності $N_{ел.х}$ для кожної температури охолодження ППС зведені в таблицю 5.14.

Таблиця 5.14 – Результати підбору холодильної машини

Показник	Температура ППС на виході апарату, °C				
	0	-5	-10	-15	-20
Тип ХМ	ОР-MSX	ОР-MPX	ОР-MGZ	ОР-MGZ	ОР-LCH
Холодопродуктивність однієї ХМ Q_x , кВт	14.0	15.6	16.8	17.7	12.7
Споживна потужність однієї ХМ $N_{ел.х}$, кВт	4.0	4.7	7.9	10.0	8.6
Необхідна кількість ХМ n_x	2	2	2	2	3

Вартість спожитої холодильною машиною і насосом електроенергії за час $\tau_{зак}$ може бути розрахована за формулою:

$$B = (N_{ел.х} \cdot n_x + N_{ел.н}) \cdot \tau_{зак} \cdot T_{ел}, \quad (5.18)$$

де $T_{ел} = 1.5$ грн/(кВт · год) – тариф за електроенергію.

Результати розрахунку (додаток Й) витрат на електроенергію зведені в таблицю 5.15.

Таблиця 5.15 – Результати розрахунку витрат на електроенергію

Показник	Температура ППС на виході апарату, °С				
	0	-5	-10	-15	-20
Тривалість закачування $\tau_{\text{зак}}$, с	7639	7639	7639	7639	7639
Грошові витрати на електроенергію, грн	29.1	33.6	56.8	70.2	88.6

Вартість вловленого нафтопродукту залежить від температури охолодження ППС: чим менша температура охолодження, тим більша вартість. Результати розрахунку вартості вловленого нафтопродукту (додаток Й) зведені в таблицю 5.16.

Таблиця 5.16 – Результати розрахунку вартості вловленого нафтопродукту

Показник	Температура ППС на виході апарату, °С				
	0	-5	-10	-15	-20
Вартість літра бензина, грн	29	29	29	29	29
Кількість вловленого бензину за час $\tau_{\text{зак}}$, кг	541	597	641	677	706
Вартість вловленого бензину, грн	20923	23083	24798	26175	27291

З таблиці 5.15 видно, що при зменшенні температури охолодження від 0 до -20 °С витрати на електроенергію збільшуються на 200%, тоді як вартість вловленого бензину збільшується лише на 30% (таблиця 5.16). Але якщо рахувати дані величини у абсолютних одиницях, витрати на електроенергію зростають на 60 грн, а вартість вловленого нафтопродукту – на 6370 грн. З цього можна зробити висновок, що зниження температури охолодження ППС призводить до суттєвого позитивного економічного ефекту, тоді як експлуатаційні витрати зростають незначно у абсолютному вимірюванні.

Висновок по п'ятому розділу

Будь-який інвестиційний проект проходить стадію техніко-економічного обґрунтування. Не є виключенням і проекти, які пов'язані з впровадженням систем уловлювання легких фракцій на об'єктах зберігання і розподілу нафтопродуктів. В ході техніко-економічного аналізу впровадження конденсаційної системи

УЛФ встановлено наступне.

1. Для забезпечення ефективності вловлювання до 85% рекомендований компресорно-конденсаторний агрегат холодопродуктивністю не менше 2400 Вт.
2. Для забезпечення циркуляції розсолу і перепаду тиску на форсунці 0.3 МПа рекомендований насос СМЕ1-7 фірми Grundfos, який відрізняється широким діапазоном продуктивності та підвищеною антикорозійною стійкістю, що важливо при перекачуванні таких агресивних середовищ як водні розчини солей.
3. При річному вантажообігу по бензину 2465 т/рік нормативна величина річних втрат складе 1282 кг/рік. При впровадженні конденсаційної системи з ежекційним пристроєм річний дохід від вловлювання нафтопродукту складе 40118 грн, а термін окупності – 5 років.
4. Для розрахунку терміну окупності рекомендована методика, яка враховує фактор часу і знецінення грошей. Встановлено, що в умовах АЗС при капітальних вкладеннях в систему УЛФ у розмірі 110440 грн., річному доходу від вловлювання нафтопродукту на рівні 40118 грн. і ставці дисконтування 10% термін окупності складе до 5 років.

ВИСНОВКИ

В дисертації наведений новий підхід до вирішення науково-практичної проблеми, пов'язаної з уловлюванням легких фракцій нафтопродуктів, який полягає у впровадженні системи конденсаційної УЛФ з використанням ежекційного пристрою. Отримані в роботі наукові результати та математичні моделі рекомендовано використовувати при проектуванні промислових систем УЛФ з ежекційним пристроєм.

1. В ході теоретичних досліджень гідродинаміки газорідного факелу встановлено, що напрямок факелу істотно впливає на швидкість крапель, форму і площу перерізу факелу, тому при моделюванні процесів гідродинаміки напрямок факелу має бути врахований.

2. Математичне моделювання гідродинаміки в ежекційному апараті дозволило встановити, що величина його повного напору складає десятки і сотні паскаль, що в силу своєї малої величини не може вплинути на час зливання нафтопродукту і інтенсивність його випаровування при великому диханні резервуару.

3. Чисельний експеримент спрямований на дослідження впливу вихідних умов на основні показники роботи апарату показав наступне: значною мірою на ефективність вловлювання та локальні характеристики теплообміну впливають витрати пароповітряної суміші і рідини; незначний внесок (до 3.5%) в ефективність вловлювання роблять стінки апарату і краплєвловлювач; деякою мірою температура охолодження ППС залежить від товщини дифузійного пограничного шару, зокрема встановлено, що при зменшенні товщини прикордонного шару в п'ять разів розрахункова температура охолодженої ППС істотно знижується (на $3\text{ }^{\circ}\text{C} \div 5\text{ }^{\circ}\text{C}$) у порівнянні з товщиною, що дорівнює радіусу краплі; для умов дихань резервуарів АЗС загальну довжину ежекційного апарату, виходячи з міркувань зниження металоємності, доцільно робити не більше 1.5м.

4. Для спрощеного теплового розрахунку ежекційного апарату може бути використане рівняння інтенсивності тепломасообміну, яке отримане автором при узагальненні власних експериментальних даних.

5. Розрахунки, що виконані на основні проведених теоретичних і експериментальних досліджень, показали, що використання конденсаційної системи УЛФ з ежекційним пристроєм на об'єктах нафтопродуктозабезпечення є доцільним з точки зору покращення економічних показників їх роботи.

СПИСОК ВИКОРИСТАНИХ ДЖЕРЕЛ

1. Александров А. А. Оценка экологической опасности «большого дыхания» резервуара автозаправочных станций и нефтебаз. *Вестник Оренбургского государственного университета*. 2005. №. 4. С. 32–38.
2. Мякинин А.С., Косицина Э.С., Ганжа О.А. Автозаправочные станции, расположенные на городских территориях, как объект экологической опасности. *Вестник Волгоградского государственного архитектурно-строительного университета. Серия Строительство и архитектура*, 2010, 18. 149-152.
3. Майорова О.М. О загрязнении окружающей среды мегаполисов при эксплуатации автозаправочных станций и комплексов. *Горный информационно-аналитический бюллетень (научно-технический журнал)*. 2002. № 12. С. 122-131.
4. Иншаков С.А., Иншакова Н.А. Оценка экологической безопасности деятельности АЗС. *Вестник Тамбовского университета. Серия: Естественные и технические науки*. 2014. Т. 19. № 5. С.15–25.
5. Левитин Р.Е. Изменение качества нефтепродуктов в процессе доставки их потребителю. *Нефтегазовое дело. Тюмень*. 2007. URL: <http://www.ogbus.ru>. (дата звернення: 10.10.2017).
6. Романцов С.В., Нагорнов С.А. Предотвращение качественно-количественных потерь топлив при хранении. *Наука в центральной России*. 2013. № 2. С. 49–56.
7. Иванов О.А., Беляева З.Г. Применение искусственного холода для конденсации и сорбции бензиновых паров из паровоздушных смесей, вытесняемых из резервуаров . *Транспорт и хранение нефти и нефтепродуктов*. 1968. № 5. С. 23-25.
8. Захаров Н.М., Субботин А.С. Разработка блока улавливания углеводородных газов из резервуаров. *Электронный научный журнал Нефтегазовое дело*. 2015. № 2. С. 307–322.

9. Weldon R.E. Recognizing and Evaluating Stock-tank Vapor-recovery Application. *Drilling and Production Practice. American Petroleum Institute.* 1961. № 23. P. 48–54.
10. Lieb H.P. Methods of Vapor Recovery in the Permian Basin. *Drilling and Production Practice. American Petroleum Institute.* 1966. № 31. P. 27–35.
11. Fujimatsu K. Hybrid Screw Compressor Suitable for Offshore Vapor Recovery or Flare Gas Elimination Application. *Offshore Technology Conference. Offshore Technology Conference.* 2009. P. 24-35.
12. Griswold J.A. A Practical Approach To Crude Oil Stock Tank Vapor Recovery. *SPE Rocky Mountain Regional Meeting. Society of Petroleum Engineers.* 1978. P. 133-142.
13. Liu D. The Use of Vapor Recovery Units in the Austin Chalk Field. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition. Society of Petroleum Engineers.* 1993. P. 55-63.
14. Je-Lueng S. Recovery of gasoline vapor by a combined process of two-stage dehumidification and condensation. *Journal of the Chinese Institute of Chemical Engineers.* 2003. Т. 34. №. 6. С. 605-616.
15. Бузовский В.П., Кологривов М.М. Результаты математического моделирования гидродинамической картины в эжекционном аппарате. *Холодильна техніка і технологія.* 2013. №6 (146). С. 29–37.
16. Бузовский В.П., Кологривов М.М. Результаты теоретического исследования влияния теплообмена на гидродинамическую картину в эжекционном аппарате. *Харчова наука і технологія.* 2013. № 4. С. 137-143.
17. Кологривов М.М., Бузовский В.П. Эффективність роботи промислових контактних апаратів. *Холодильна техніка та технологія.* 2014. Т. 50. №. 2.
18. Кологривов М.М., Бузовский В.П. Инженерная методика расчета теплообмена в эжекционном аппарате. *Наукові праці: ОНАХТ.* 2014. Вип. (45), том 1. С. 38 – 45.
19. Кологривов М.М., Бузовский В.П. Проектирование эжекционного конденсатора бензиновых паров из парогазовых смесей. *Восточно-*

Европейский журнал передовых технологий. 2015. Т. 4. №. 6 (76).

20. Кологривов М.М., Бузовский В.П. Численное моделирование тепло- и массообмена в ежекционном аппарате. *Инженерно-физический журнал*. 2016. Т. 89. № 1. С. 158-169.
21. Патент. 98848 Україна, МПК (2015.01) В01D 5/00. Конденсаційна система уловлювання парів нафтопродуктів з парогазових потоків, що відходять / Кологривов М. М., Бузовський В. П. № у 2014 12462; заявл. 20.11.2014; опубл. 12.05.2015, Бюл. № 9. 6 с.
22. Патент. 98849 Україна, МПК (2015.01) В01D 5/00. Конденсаційний спосіб уловлювання парів нафтопродуктів з парогазових потоків, що відходять [Текст] / Кологривов М. М., Бузовський В. П. № у 2014 12463; заявл. 20.11.2014; опубл. 12.05.2015, Бюл. № 9. 5 с.
23. Коршак А.А. 50 вопросов и ответов о том, как сократить выбросы паров бензина из резервуаров в атмосферу. Уфа: ДизайнПолиграфСервис, 2008. 88 с.
24. Пат. 146942 Российская Федерация, МПК В65D90/38. Дифференциальный газовый отражатель резервуара для хранения нефти и нефтепродуктов [Текст] / Кульмухамбетов М.Б., Василенок Р.В.; опубл. 20.19.2014. 3 с.
25. Правила технической эксплуатации нефтебаз: офиц. изд. / Министерство энергетики Российской Федерации. Введ. 2003-06-19. М: Минэнерго РФ, 2003, 64 с.
26. Бусыгин Г.Н., Коршак А.А. Исследование на ЭВМ области эффективного применения дисков-отрижателей. *Проблемы сбора, подготовки и транспорта нефти и нефтепродуктов: Сб. науч. тр. ИПТЕР. УФА*. 1995. С. 51–54.
27. Коршак А.А., Щепин С.Л. О связи между коэффициентами совпадения операций и оборачиваемости резервуаров. *Трубопроводный транспорт – 2005: тезисы докладов Международ. учеб.-науч.-практ. конф. Уфа: ДизайнПолиграфСервис, 2005. С. 182-183.*
28. Бусыгин Г.Н., Коршак А.А., Шаммазов А.М. Об эффективности применения

понтонных для сокращения потерь бензинов. *Транспорт и хранение нефтепродуктов*. 1995. №10. С. 9–12.

29. Волков О.М. Пожарная безопасность резервуаров с нефтепродуктами. М.: Недра, 1984. 151 с.
30. Александров А.А., Архаров И.А., Емельянов В.Ю. Деньги на ветер: обзор действующих систем улавливания паров нефтепродуктов. *Современная АЭС*. 2005. № 10. С. 130-133.
31. Webb W.G. Vapor Jet System: An Alternative Vapor Recovery Method. *SPE/EPA Exploration and Production Environmental Conference. Society of Petroleum Engineers*. 1993. № 12. С. 23–36.
32. Коршак А.А. Прогнозирование степени улавливания паров бензина при использовании эжекторной системы улавливания легких фракций. *Нефтегазовое дело*. 2014. Т. 12. №. 4. С. 67-71.
33. Любин Е.А. Обоснование технологии улавливания паров нефти из резервуаров типа РВС с использованием насосно-эжекторной установки [Текст] : дис. ... канд. техн. наук. : 05.15.13 : защищена 12.02.2010 : утв. 24.06.02 // Любин Евгений Анатольевич. СПб., 2010. 197 с.
34. John Zink Hamworthy Combustion. URL: <https://www.johnzink.com/> (дата звертания: 27.02.2017).
35. Vlasenko V.S. Recuperation vapors of crude for reducing polluting emissions. *The Twenty-fourth International Ocean and Polar Engineering Conference. International Society of Offshore and Polar Engineers*, 2014.
36. Греков В.Ф., Пьянков А.А., Овсиевский А.А. О возможности компримирования технологических газовых смесей. “*Компрессорное и энергетическое машиностроение*”, 2007. С. 56-59.
37. Греков В.Ф. Утилизация паров бензина установками компрессорного типа. *Компрессорное и энергетическое машиностроение: научно-производственный и информационный журнал*. 2007. №. 3. С. 9.
38. Греков В.Ф. Рекуперация паров нефти и нефтепродуктов с помощью компрессорно-детандерного агрегата. *Компрессорное и энергетическое*

машиностроение. 2011. №. 4. С. 9-18.

39. Когут В.Е., Бутовский Е.Д., Хмельнюк М.Г. Use of ejector heat exchangers in different areas of the industry. *Eastern-European Journal of Enterprise Technologies*. 2014. Т. 5. №. 1 (71). С. 51-58.
40. Бутовский Е.Д., Когут В.Е., Бушманов В.М. Устройство для подачи жидкого хладагента в эжекторный теплообменник. *Холодильна техніка та технологія*. 2016. Т.52, № 4. С. 36-41.
41. Научно-производственное предприятие “Криосервис”. URL: <http://cryoservice.ru/ustanovki-obespecheniya-ekologicheskoy-i-pozharnoj-bezopasnosti-kedr> (дата звертання: 01.03.2017).
42. Когут В.Е., Хмельнюк М.Г., Бутовский Е.Д. Охлаждающая система для конденсации углеводородов в потоке. *Холодильная техника и технология*. 2013. №. 5. С. 123-129.
43. Патент. 1652214 SU, МПК В65D 90/28. Дыхательный клапан резервуара для легкоиспаряющихся жидкостей [Текст] / Сандт Р.Х., Абдулькеримов А.М., Цедрик К.К., Несговоров А.М., Шахов В.Г. заявл. 19.06.89; опубл. 30.05.91, Бюл. № 20. 4 с.
44. Патент. 1174346 SU, МПК В65D 90/38//90/40. Резервуар для легкоиспаряющихся жидкостей [Текст] / Ольгин А.Е. заявл. 26.03.84; опубл. 23.08.85, Бюл. № 31. 5 с.
45. Патент. 1613390 SU, МПК В65D 1/120. Сливной насадок для резервуара [Текст] / Семенов Е.А., Шевченко Б.А., Цирульник Е.М. заявл. 02.06.78; опубл. 30.11.79, Бюл. № 44. 2 с.
46. Патент. 2283160 РФ, МПК В65D 90/30. Способ конденсации смеси паров [Текст] / Головков А.В., Подвезенный В.Н. заявл. 05.04.2005; опубл. 10.09.2006. 4 с.
47. НефтеМашЭкспорт. URL: <http://nmexp.com/prod3.htm> (дата звертання: 01.03.2017).
48. Патент. 2436614 РФ, МПК В65D 90/30. Адаптирующаяся установка улавливания паров углеводородов и легкокипящих жидкостей из

- резервуаров при их хранении или перевалке [Текст] / Емельянов В.Ю. заявл. 19.02.2010; опубл. 20.12.2011, Бюл. № 24. 13 с.
49. Максимов Б.К., Обух А.А., Тихонов О.В. Электростатическая безопасность при заполнении резервуаров нефтепродуктами. М.: Энергоатомиздат. 1989. Т. 1089.
 50. Пажи Д.Г., Галустов В.С. Основы техники распыливания жидкости. М.: Химия, 1984. 253 с.
 51. Шиляев М.И., Хромова Е.М. Моделирование процесса тепломассообмена в оросительных камерах. *Теоретические основы химической технологии*. 2008. Т. 42. №. 4. С. 419-428.
 52. Шиляев М.И. Гидродинамика и тепломассообмен в форсуночных камерах орошения. *Теплофизика и аэромеханика*. 2011. Т. 18. № 1. С. 15-26.
 53. Balachandar S., Eaton J.K. Turbulent dispersed multiphase flow. *Annual Review of Fluid Mechanics*. 2010. Т. 42. С. 111-133.
 54. Maxey M.R., Patel V.K. Simulations of dispersed turbulent multiphase flow. *Fluid Dynamics Research*. 1997. Т. 20. № 1-6. С. 143-156.
 55. Лукачев С.В., Диденко А.А., Зубрилин И.А. Математические модели и расчет распределения топлива в турбулентном потоке воздуха за центробежной форсункой [Электронный ресурс]: электрон. учеб. пособие; Минобрнауки России, Самар. гос. аэрокосм. ун-т.
 56. Шлихтинг Г. Теория пограничного слоя. Перев. с немецкого. М.: Главная редакция физико-математической литературы издательства "Наука", 1974. 712 с.
 57. Тумашова А.В. Моделирование процессов тепло-и массообмена в форсуночных оросительных камерах [Текст] //автореф. канд. дисс. Томск, ГОУ ВПО «ТГАСУ. 2011.
 58. Галустов В.С. Прямоточные распылительные аппараты в теплоэнергетике. М.: Энергоатомиздат, 1989. 240 с.
 59. Сугак Е.В. Моделирование и интенсификация процессов очистки промышленных газовых выбросов в турбулентных газодисперсных потоках.

Красноярск: Сибирский государственный технологический университет.
1999. 320 с.

60. Ривкинд В.Я., Рыскин Г.М., Фишбейн Г.А. Обтекание сферической капли в переходной области чисел Рейнольдса. *Прикладная математика и механика*. 1976. №. 4. С. 741-745.
61. Идельчик И.Е. Справочник по гидравлическим сопротивлениям. 3-е изд., перераб. и доп. М.: Машиностроение, 1992. – 672 с.
62. Гольянов А.И. Газовые сети и газохранилища: Учебник для вузов. Уфа: ООО “Издательство научнотехнической литературы Монография”, 2004. 303 с.
63. Авчухов В.В., Паюсте Б.Я. Задачник по процессам тепломассообмена Учеб. пособие для вузов. М.: Энергоатомиздат 1986. 144 с.
64. Башта Т.М., Руднев С.С., Некрасов Б.Б. Гидравлика, гидромашины и гидроприводы [Учебник для вузов]. М.: Машиностроение, 1982. 424 с.
65. Куколевский И.И. Сборник задач по машиностроительной гидравлике. Изд. 3-е. М: Машиностроение, 1972. 473 с.
66. Абрамович Г.Н. Прикладная газовая динамика. Ч. 1. М.: Наука, 1991. 600 с.
67. Кожевников С.Н., Пешат В.Ф. Гидравлический и пневматический приводы металлургических машин. М.: Машиностроение, 1973. 360 с.
68. Типовые расчеты при проектировании и эксплуатации нефтебаз и нефтепроводов. Учебное пособие для ВУЗов / П. И. Тугунов, В. Ф. Новоселов, А. А. Коршак, М. А. Шаммазов. Уфа: ООО «ДизайнПолиграфСервис», 2002. 658 с.
69. Чернобаєва Н.А., Бойченко С.В., Лазорко О.І. Аналіз методик розрахунку втрат бензинів із горизонтальних резервуарів унаслідок випаровування. *Наукоємні технології. Національний авіаційний університет*, 2013. № 4. С . 467–472.
70. Кулагин А.В. Прогнозирование и сокращение потерь бензинов от испарения из горизонтальных подземных резервуаров АЗС: дис. Уфа: [Уфим. гос. нефтяной техн. ун-т], 2003.

71. Кулагин А.В., Коршак А.А. Методика расчета потерь бензинов из подземных горизонтальных резервуаров АЗС. *Нефтегазовое дело*, 2003. №1. С. 7 - 13.
72. Абузова Ф.Ф., Бронштейн И.С., Новоселов В.Ф. Борьба с потерями нефти и нефтепродуктов при их транспортировке и хранении. М.: Недра, 1981. 248 с.
73. Свидетельство 0555542 Ассоциационного комитета изобретений “Привилегия”. Абсорбционно-конденсационный метод и устройство для очистки потока и выделения из него компонентов / Кологривов М.М., Котенко С.В. Приоритет 19.02.1993, Бюл. № 2, Москва, 1993.
74. Патент 15134 А Украина, МКИ F 28 C 1/00. Ежекційна градирня та способ її роботи / Кологривов М.М., Грандов А.А., Угольников Н.П., Нянкина Е.Е. Одеська держ. акад. холоду – Заявл. 26.10.93, Опубл. 30.06.97, Бюл. № 3, видан 04.12. 96 . на 3 стр.
75. Рид Р., Праусниц Д., Шервуд Т. Свойства газов и жидкостей: Справочное пособие / Пер. с англ. под ред. Б.И. Соколова. 3-е изд., перераб. и доп. Л.: Химия, 1982. 592 с., ил. Нью-Йорк, 1977.
76. Соу С. Гидродинамика многофазных систем: Пер. с англ. М.: Мир, 1971, 536 с.
77. Кокорин О.Я. Установки кондиционирования воздуха: Основы расчета и проектирования. М.: Машиностроение, 1978. 264 с.
78. Цветков Ф.Ф., Григорьев Б.А. Тепломассообмен: Учебное пособие для вузов. 2-е изд., испр. и доп. М.: Издательство МЭИ, 2005. 550 с.
79. Маньковский О.Н., Толчинский А.Р., Александров М.В. Теплообменная аппаратура химических производств. Л.: «Химия», 1976. 368 с.
80. Кучма А.Е., Щёкин А.К. Автомодельный режим роста капли при учете стефановского течения и зависимости коэффициента диффузии от состава парогазовой среды. *Коллоидный журнал*. 2012. Т. 74. №. 2. С. 231-238.
81. Peterson P.F., Schrock V.E., Kageyama T. Diffusion Layer Theory for Turbulent Vapor Condensation With Noncondensable Gases // J. Heat Transfer. American Society of Mechanical Engineers, 1993. Vol. 115, № 4. P. 998.

82. Исаченко В.П. Теплообмен при конденсации. М.: «Энергия», 1977. 240 с.
83. Зайцев В.Ф., Полянин А.Д. Справочник по обыкновенным дифференциальным уравнениям. М.: Физматлит, 2001. 576 с.
84. Соколов Е.Я., Зингер Н.М. Струйные аппараты. 3-е изд., перераб. М.: Энергоатомиздат, 1989. 352 с.
85. Aleksandrov V.Y., Klimovskii K.K. A procedure for calculating gas ejectors. *Thermal engineering*. 2009. Т. 56. №. 8. С. 656-659.
86. Фукс Н.А. Испарение и рост капель. Изд. АН СССР, 1958. 92 с.
87. Рабинович С.Г. Погрешности измерений. Л.: Энергия, 1978. 262 с.
88. Тепло- и массообмен. Теплотехнический эксперимент: Справочник / Е. В. Аметистов, В. А. Григорьев, Б. Т. Емцев и др.; Под общ. ред. В. А. Григорьева и В. М. Зорина. М.: Энергоиздат, 1982. 512 с.
89. ГОСТ 1756-2000. Нефтепродукты. Определение давления насыщенных паров [Текст] : офиц. изд. / Межгос. совет по стандартизации, метрологии и сертификации. Введ. 2000-06-22. Минск: Изд-во «Нефтяные топлива и смазочные материалы». 2001. 17 с.
90. Андреев Е.И. Расчет тепло- и массообмена в контактных аппаратах. Л.: Энергоатомиздат, 1985. 192 с.
91. Линник Ю.В. Метод наименьших квадратов и основы математико-статистической теории обработки наблюдений. М.: Гос. изд-во физико-математической лит-ры, 1962. 352 с.
92. Технология переработки нефти. В 2-х частях. Часть первая. Первичная переработка нефти / Под ред. О.Ф. Глаголевой и В.М. Капустина. М.: Химия, КолосС, 2007. 400 с.
93. Danfoss. URL:
<http://products.danfoss.ua/productrange/commercialcompressors/condensing-units/optyma/%7B#%7D/> (дата звертання: 27.02.2017).
94. Grundfos. URL: <http://ua.grundfos.com/> (дата звертання: 27.02.2017).
95. Барулин Е.П., Исаев В.Н., Сокольский А.И. Расчеты теплоиспользующего оборудования. Учебное пособие. Иваново: Иван. гос. хим.-технол. ун-т.,

2009. 100 с.

96. Бойченко С.В., Черняк Л.М. Вибір засобу запобігання втратам палив від випаровування // Вісник Національного Авіаційного Університету. 2004. Vol. 20, № 2. Р. 111–114.
97. Коршак А.А., Бусыгин Г.Н., Шаммазов А.М. Выбор средств сокращения потерь нефтепродуктов из резервуаров с учетом фактора времени их внедрения // Транспорт и хранение нефтепродуктов. 1998. № 10. Р. 6–8.
98. Коршак А.А., Бусыгин Г.Н. Критерий выбора технических средств сокращения потерь нефтепродуктов от испарения // Транспорт и хранение нефтепродуктов. 1993. № 5. Р. 5–6.
99. Данилов В.Ф., Шурыгин В.Ю. К вопросу о решении проблемы потерь нефтепродуктов от испарения. *Успехи современного естествознания*. 2016. №3. С. 141-145.
100. Коваленко В.Г., Сафонов А.С., Ушаков А.И. Автозаправочные станции. СПб.: НПИКЦ, 2003. 272 с.
101. Коршак А.А., Коробков Г.Е., Муфтахов Е.М. Нефтебазы и АЗС: Учебное пособие. Уфа: ДизайнПолиграфСервис, 2006. 416 с.

ДОДАТКИ

Додаток А

Список опублікованих праць за темою дисертації

Публікації, в яких опубліковані основні наукові результати дисертації:

1. Бузовский В.П., Кологривов М.М. Результаты математического моделирования гидродинамической картины в эжекционном аппарате / Холодильная техника и технология. 2013. №6 (146). с. 29-37.
2. Бузовский В. П., Кологривов М.М. Результаты теоретического исследования влияния тепломассообмена на гидродинамическую картину в эжекционном аппарате / Харчова наука і технологія.2013.№ 4. С. 137-143.
3. Кологривов М.М., Бузовский В.П. Эффективность работы промышленных контактных аппаратов / Холодильная техника и технология. 2014. №2 (148). с. 60-63.
4. Кологривов М.М., Бузовский В.П. Инженерная методика расчета тепло-массообмена в эжекционном аппарате / Наукові праці: ОНАХТ. 2014. Вип. (45), том 1. с. 38-45.
5. Кологривов М. М., Бузовский В.П. Проектирование эжекционного конденсатора бензиновых паров из парогазовых смесей / Восточно-Европейский журнал передовых технологий. 2015. № 4(6). С. 29-37.
6. Kologrivov M. M., Buzovskii V. P. Numerical Simulation of Heat and Mass Transfer in an Ejection Apparatus / Journal of Engineering Physics and Thermophysics. 2016. V. 89. №. 1. с. 167-178. (Включено до бази **Scopus**)

Патенти

7. Пат. 98849 Україна, МПК (2015.01) B01D 5/00. Конденсаційний спосіб уловлювання парів нафтопродуктів з парогазових потоків, що відходять [Текст] / Кологривов М. М., Бузовський В. П. – № и 2014 12463; заявл. 20.11.2014; опубл. 12.05.2015, Бюл. № 9. – 5 с.
8. Пат. 98848 Україна, МПК (2015.01) B01D 5/00. Конденсаційна система уловлювання парів нафтопродуктів з парогазових потоків, що відходять [Текст] / Кологривов М. М., Бузовський В. П. – № и 2014 12462; заявл. 20.11.2014; опубл. 12.05.2015, Бюл. № 9. – 6 с.

Додаток Б

Моделювання гідродинаміки газорідного факелу

$T_w := (15 + 273)K$	температура краплі та повітря
<hr/>	
$r := 0.2\text{-mm}$	радіус краплі;
$\alpha := 30\text{deg}$	початковий кут нахилу вектора швидкості до осі x;
$\rho_{\text{ras}} = 1240 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$	густина водного розчину хлористого кальцію при температурі T;
t	час;
Δt	проміжок часу;
V0	початкова швидкість краплі;
Vx, Vz	проекція вектору швидкості на вісі x та z;
x, z	горизонтальна та вертикальна координата;
Re	число Рейнольдса;
$\nu_{\text{voz}}, \mu_{\text{voz}}$	кінематична та динамічна в'язкість повітря відповідно;
k	коефіцієнт у формулі (3);
ρ_{voz}	густина повітря;
mk	маса краплі. $mk := \rho_{\text{ras}} \cdot \frac{4}{3} \cdot \pi \cdot r^3 = 4.154 \times 10^{-8} \text{ kg}$

```

p :=
  t0 ← 0, Δt ← 10-3s
  V0 ← 11  $\frac{\text{m}}{\text{s}}$ , Vx0 ← V0·cos(α), Vz0 ← V0·sin(α)
  x0 ← 0m, z0 ← 0m
  for i ∈ 0..1000
    ti+1 ← ti + Δt
    Rei ←  $\frac{\sqrt{(Vz_i)^2 + (Vx_i)^2} \cdot 2r}{\nu_{\text{voz}}(T)}$ 
    ki+1 ←  $\frac{\frac{\mu_{\text{voz}}(T)}{\rho_{\text{ras}} + \mu_{\text{voz}}(T)} \left[ \frac{\mu_{\text{ras}}}{\mu_{\text{voz}}(T)} \left[ \frac{24}{Re_i} + \frac{4}{(Re_i)^{0.33}} \right] + \frac{14.9}{(Re_i)^{0.73}} \right] \cdot \pi \cdot r^2 \cdot \rho_{\text{voz}}(T)}{2}$ 
    Vzi+1 ← Vzi + Δt ·  $\left[ \frac{-k_i}{mk} \cdot Vz_i \cdot \sqrt{(Vz_i)^2 + (Vx_i)^2} - g \right]$ , Vxi+1 ← Vxi + Δt ·  $\left[ \frac{-k_i}{mk} \cdot Vx_i \cdot \sqrt{(Vz_i)^2 + (Vx_i)^2} \right]$ 
    xi+1 ← xi + Δt · Vxi, zi+1 ← zi + Δt · Vzi
  ( z x Vz·s Vx·s t·m·s-1 k·m2·kg-1 )

```

Рисунок Б.1 – Розв'язання задачі чисельного моделювання у MATHCAD руху
одиначної краплі

$T := (15 + 273)K$ температура краплі та повітря			
ТМО свойства			
$d32 := 0.37 \cdot 10^{-3}$	діаметр краплі;	wzhL	початкова швидкість рідини;
$\alpha := 30 \text{deg}$	початковий кут нахилу вектора швидкості до осі x;	V_x, V_z	проекція вектору швидкості на вісі x та z;
$Pr := 0.3 \text{MPa}$	перепад тиску на форсунці;	x, z	горизонтальна та вертикальна координата;
$dc := 4.55 \text{mm}$	діаметр соплового отвору;	Re	число Рейнольдса;
$Gf := 0.7 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$	продуктивність форсунки;	$\nu_{\text{voz}}, \mu_{\text{voz}}$	кінематична та динамічна в'язкість повітря відповідно;
$\rho_{\text{gas}} = 1240 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$	густина водного розчину хлористого кальцію при температурі T;	ρ_{voz}	густина повітря;
Δt	проміжок часу;	b	відстань від початку координат до точки закінчення утворення факелу;
τ_1	час закінчення утворення факелу;	a	відстань від початку координат до торцевого перерізу соплового отвору;
VgL	початкова швидкість газу;	V_0	швидкість рідини в сопловому отворі;
S_{fac}	початкова площа перерізу факелу;	β_0	початкова об'ємна доля крапель
S_f	площа перерізу факелу;	G_{gx}, G_{gz}	поток імпульсу газу в проекції на координатні вісі;
C_s	коєфіцієнт спротиву;	ϵ	об'ємна доля газу;
V_{gx}, V_{gz}	швидкість газу по довжині апарату в проекції на координатні;	V_g	швидкість газу по довжині апарату;
$b := 0.79 \cdot \frac{dc}{\sin(\alpha)} = 7.189 \times 10^{-3} \text{ m} \quad a := \frac{dc}{2 \cdot \sin(\alpha)} = 4.55 \times 10^{-3} \text{ m} \quad V_0 := \frac{Gf}{\left(\frac{\pi \cdot dc^2}{4}\right)} = 11.959 \frac{\text{m}}{\text{s}} \quad \tau_1 := \frac{b}{V_0} = 6.012 \times 10^{-4} \text{ s}$			
$wzhL := V_0 \cdot \frac{\sin(\alpha)^2}{2 \cdot (1 - \cos(\alpha))} = 11.158 \frac{\text{m}}{\text{s}} \quad VgL := V_0 \cdot \sqrt{\frac{dc}{dc + (b - a) \cdot \sin(\alpha)}} = 10.529 \frac{\text{m}}{\text{s}}$			
$S_{\text{fac}} := \left[\left[\frac{dc}{2} + (b - a) \cdot \sin(\alpha) \right] \right]^2 \cdot \pi = 4.059 \times 10^{-5} \text{ m}^2 \quad \beta_0 := \frac{Gf}{wzhL \cdot S_{\text{fac}}} = 0.4293$			
Початкові умови:			
$x_0 := b \cdot \cos(\alpha) \cdot \text{m}^{-1} = 6.226 \times 10^{-3}$			
$V_{zhx0} := wzhL \cdot \cos(\alpha) \cdot \text{s} \cdot \text{m}^{-1} = 9.663$			
$z_0 := b \cdot \sin(\alpha) \cdot \text{m}^{-1} = 3.595 \times 10^{-3}$			
$V_{zhz0} := wzhL \cdot \sin(\alpha) \cdot \text{s} \cdot \text{m}^{-1} = 5.579$			
$G_{gx0} := (1 - \beta_0) \cdot \rho_{\text{voz}}(T) \cdot (VgL)^2 \cdot \cos(\alpha) \cdot S_{\text{fac}} \cdot \text{N}^{-1} = 2.726 \times 10^{-3}$			
$G_{gz0} := (1 - \beta_0) \cdot \rho_{\text{voz}}(T) \cdot (VgL)^2 \cdot \sin(\alpha) \cdot S_{\text{fac}} \cdot \text{N}^{-1} = 1.574 \times 10^{-3}$			

Рисунок Б.2 Розв'язання задачі чисельного моделювання у MATHCAD гідродинаміки вільного факелу

$$y := \begin{pmatrix} x0 \\ Vzhx0 \\ z0 \\ Vzhz0 \\ Ggx0 \\ Ggz0 \end{pmatrix} \quad Sf(z) := \pi \cdot z^2 \quad \Re(Vzhx, Vzhz) := \frac{\sqrt{(Vzhz)^2 + (Vzhx)^2} \cdot d32}{\nu \rho \nu o z(T) \frac{s}{m}}$$

$$\varepsilon(z, Vzhx, Vzhz) := 1 - \frac{Gf \cdot s \cdot m^{-3}}{Sf(z) \cdot Vzhx}$$

$$Cs(Vzhx, Vzhz) := \frac{\mu \nu o z(T)}{\mu ras + \mu \nu o z(T)} \left[\frac{\mu ras}{\mu \nu o z(T)} \left[\frac{24}{\Re(Vzhx, Vzhz)} + \frac{4}{(\Re(Vzhx, Vzhz))^{0.33}} \right] + \frac{14.9}{(\Re(Vzhx, Vzhz))^{0.73}} \right]$$

$$Vg(Ggx, Ggz, z, Vzhx, Vzhz) := \sqrt[4]{\frac{Ggx^2 + Ggz^2}{(\varepsilon(z, Vzhx, Vzhz) \cdot \rho \nu o z(T) \cdot m^3 \cdot kg^{-1} \cdot Sf(z))^2}}$$

$$Vgx(Ggx, Ggz, z, Vzhx, Vzhz) := \frac{Ggx}{\rho \nu o z(T) \cdot m^3 \cdot kg^{-1} \cdot Vg(Ggx, Ggz, z, Vzhx, Vzhz) \cdot \varepsilon(z, Vzhx, Vzhz) \cdot Sf(z)}$$

$$Vgz(Ggx, Ggz, z, Vzhx, Vzhz) := \frac{Ggz}{\rho \nu o z(T) \cdot m^3 \cdot kg^{-1} \cdot Vg(Ggx, Ggz, z, Vzhx, Vzhz) \cdot \varepsilon(z, Vzhx, Vzhz) \cdot Sf(z)}$$

Сила спротиву на одиницю маси рідини в проекції на координатну вісь x:

$$Fcx(Vzhx, z, Vzhz, Ggx, Ggz) := -Cs(Vzhx, Vzhz) \cdot \frac{\left[\sqrt{(Vzhx)^2 + (Vzhz)^2} - \sqrt{Vgx(Ggx, Ggz, z, Vzhx, Vzhz)^2 + Vgz(Ggx, Ggz, z, Vzhx, Vzhz)^2} \right]}{\frac{4}{3} \cdot d32 \cdot (\rho ras \cdot m^3 \cdot kg^{-1}) \cdot \left[(Vzhx - Vgx(Ggx, Ggz, z, Vzhx, Vzhz)) \cdot \rho \nu o z(T) \cdot m^3 \cdot kg^{-1} \right]^{-1}}$$

Сила спротиву на одиницю маси рідини в проекції на координатну вісь z:

$$Fcz(Vzhx, z, Vzhz, Ggx, Ggz) := -Cs(Vzhx, Vzhz) \cdot \frac{\left[\sqrt{(Vzhx)^2 + (Vzhz)^2} - \sqrt{Vgx(Ggx, Ggz, z, Vzhx, Vzhz)^2 + Vgz(Ggx, Ggz, z, Vzhx, Vzhz)^2} \right]}{\frac{4}{3} \cdot d32 \cdot (\rho ras \cdot m^3 \cdot kg^{-1}) \cdot \left[(Vzhz - Vgz(Ggx, Ggz, z, Vzhx, Vzhz)) \cdot \rho \nu o z(T) \cdot m^3 \cdot kg^{-1} \right]^{-1}}$$

$$D(t, y) := \begin{bmatrix} y_1 \\ Fcx(y_1, y_2, y_3, y_4, y_5) \\ y_3 \\ -g \cdot \frac{s^2}{m} \cdot \left(\frac{\rho ras - \rho \nu o z(T)}{\rho ras} \right) + Fcz(y_1, y_2, y_3, y_4, y_5) \\ Gf \cdot \frac{s}{m^3} \cdot (\rho ras \cdot m^3 \cdot kg^{-1}) \cdot -Fcx(y_1, y_2, y_3, y_4, y_5) \\ Gf \cdot \frac{s}{m^3} \cdot (\rho ras \cdot m^3 \cdot kg^{-1}) \cdot -Fcz(y_1, y_2, y_3, y_4, y_5) \end{bmatrix} \quad Z := \text{rkfixed}\left(y, \frac{\tau 1}{s}, 0.26, 1000, D\right)$$

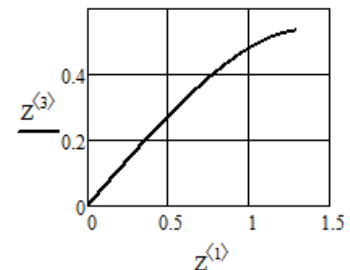


Рисунок Б.2, аркуш 2

Температура капли и воздуха $T := (15 + 273)K$

Д тно свойства

Половина угла раскрытия факела $\gamma := 30\text{deg}$ Радиус аппарата $rap := 15.5\text{cm}$
 Перепад давления $Pr := 0.3\text{MPa}$ Длина аппарата $Lap := 0.75\text{m}$
 диаметр сопла $dc := 4.55\text{mm}$ Объемный расход воздуха $Qg := 30 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$
 Диаметр капли $d32 := 0.37 \times 10^{-3}\text{m}$ Избыточное давление на входе в аппарат $p0 := 0\text{Pa}$

Производительность форсунки $Qzh := 0.7 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$ $V0 := \frac{Qzh}{\left(\frac{\pi \cdot dc^2}{4}\right)} = 11.959 \frac{\text{m}}{\text{s}}$ $Sa := \pi \cdot rap^2 = 0.075\text{m}^2$

$l1 := 0.79 \cdot \frac{dc}{\sin(\gamma)} = 7.189 \times 10^{-3}\text{m}$ $l0 := \frac{dc}{2 \cdot \sin(\gamma)} = 4.55 \times 10^{-3}\text{m}$ $\tau1 := \frac{l1}{V0} = 6.012 \times 10^{-4}\text{s}$

$VzhL := V0 \cdot \frac{\sin(\gamma)^2}{2 \cdot (1 - \cos(\gamma))} = 11.158 \frac{\text{m}}{\text{s}}$ $Sfac := \left[\frac{dc}{2} + (l1 - l0) \cdot \sin(\gamma)\right]^2 \cdot \pi = 4.059 \times 10^{-5}\text{m}^2$ $\beta0 := \frac{Qzh}{VzhL \cdot Sfac} = 0.4293$

$VgL := V0 \cdot \sqrt{\frac{dc}{dc + (l1 - l0) \cdot \sin(\gamma)}} = 10.529 \frac{\text{m}}{\text{s}}$ $Vgp0 := \frac{Qg - VgL \cdot Sfac \cdot (1 - \beta0)}{\pi \cdot rap^2 - Sfac} = 0.107 \frac{\text{m}}{\text{s}}$

Шаг расчета по координате x

$\Delta x := 0.00002\text{m}$

$nn := 200000$

$i := 0..nn$

$Css(Re) := \frac{\mu \nu \text{oz}(T)}{\mu \text{ras} + \mu \nu \text{oz}(T)} \cdot \left[\frac{\mu \text{ras}}{\mu \nu \text{oz}(T)} \cdot \left[\frac{24}{Re} + \frac{4}{(Re)^{0.33}} \right] + \frac{14.9}{(Re)^{0.73}} \right]$

$Vgp1 := Vgp0 = 0.107 \frac{\text{m}}{\text{s}}$ $Vgfx1 := VgL \cdot \cos(\gamma) = 9.118 \frac{\text{m}}{\text{s}}$ $Vgfh1 := VgL \cdot \sin(\gamma) = 5.265 \frac{\text{m}}{\text{s}}$

Given

$\left(\rho \nu \text{oz}(T) \cdot Vgp1^2 \cdot Sp1 + \rho \nu \text{oz}(T) \cdot Sf1 \cdot \varepsilon 1 \cdot \sqrt{Vgfx1^2 + Vgfh1^2} \cdot Vgfx1 + Qzh \cdot pras \cdot Vzhx1 \right) \dots = 0$
 $+ \left(\rho \nu \text{oz}(T) \cdot Vgp0^2 \cdot Sp0 + \rho \nu \text{oz}(T) \cdot Sf0 \cdot \varepsilon 0 \cdot Vgfh0 \cdot Vgfh0 + Qzh \cdot pras \cdot Vzhx0 \right) + Sa \cdot \left[-(\rho \nu \text{oz}(T) \cdot Vgp0) \cdot (Vgp1 - Vgp0) \right] + 0$

$\rho \nu \text{oz}(T) \cdot Sf1 \cdot \varepsilon 1 \cdot \sqrt{Vgfx1^2 + Vgfh1^2} \cdot Vgfh1 + Qzh \cdot pras \cdot Vzhx1 - (\rho \nu \text{oz}(T) \cdot Sf0 \cdot \varepsilon 0 \cdot Vgfh0 \cdot Vgfh0 + Qzh \cdot pras \cdot Vzhx0) + \frac{g \cdot \Delta x \cdot Qzh \cdot pras}{Vzhx0} + 0 = 0$

$const := \rho \nu \text{oz}(T) \cdot Sfac \cdot (1 - \beta0) \cdot VgL + \rho \nu \text{oz}(T) \cdot Vgp0 \cdot (\pi \cdot rap^2 - Sfac) = \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$

$\rho \nu \text{oz}(T) \cdot Sf1 \cdot \varepsilon 1 \cdot \sqrt{Vgfx1^2 + Vgfh1^2} - (const - \rho \nu \text{oz}(T) \cdot Vgp1 \cdot Sp1) = 0$

$yy(Sp1, Sp0, Sf1, Sf0, \varepsilon 1, \varepsilon 0, Vzhx1, Vzhx0, Vzhz1, Vzhz0, Vgfh0, Vgfh0, Vgfh0, Vgp0) := \text{Minerr}(Vgp1, Vgfh1, Vgfh1)$

Рисунок Б.3 – Моделювання гідродинаміки вільного факелу ежеційного апарату у MATHCAD

$$\begin{aligned}
& Sf_0 \leftarrow Sfac, Sp_0 \leftarrow \pi \cdot rap^2 - Sf_0 \\
& Vgp_0 \leftarrow Vgp0, Vgf_0 \leftarrow VgL, Vgfx_0 \leftarrow Vgf_0 \cdot \cos(\gamma), Vgfv_0 \leftarrow Vgf_0 \cdot \sin(\gamma), Vzh_0 \leftarrow VzhL, Vzhx_0 \leftarrow Vzh_0 \cdot \cos(\gamma) \\
& Vzhz_0 \leftarrow Vzh_0 \cdot \sin(\gamma), Vox_0 \leftarrow Vzhx_0 - Vgfv_0, Voz_0 \leftarrow Vzhz_0 - Vgfv_0, Vo_0 \leftarrow \sqrt{(Vox_0)^2 + (Voz_0)^2} \\
& p_0 \leftarrow 0Pa \\
& \varepsilon_0 \leftarrow 1 - \frac{Qzh}{Sf_0 \cdot Vzhx_0}, Re_0 \leftarrow \sqrt{(Vzhz_0)^2 + (Vzhx_0)^2} \cdot d32 \cdot vvoz(T)^{-1} \\
& z_0 \leftarrow ll \cdot \sin(\gamma), x_0 \leftarrow ll \cdot \cos(\gamma) \\
& \text{for } i \in 0..nn \\
& \quad \text{break if } z_i \geq rap \vee Vgp_i \leq 0 \\
& \quad \text{otherwise} \\
& \quad \quad Sf_{i+1} \leftarrow Sf_i + \Delta x \cdot 2 \cdot \sqrt{\pi \cdot Sf_i} \cdot \frac{Vzhz_i}{Vzhx_i}, Sp_{i+1} \leftarrow \pi \cdot rap^2 - Sf_{i+1} \\
& \quad \quad x_{i+1} \leftarrow x_i + \Delta x, z_{i+1} \leftarrow \sqrt{\frac{Sf_{i+1}}{\pi}} \\
& \quad \quad Vzhx_{i+1} \leftarrow Vzhx_i + \Delta x \cdot \frac{-3}{4} \cdot C_{ss}(Re_i) \cdot \frac{\rho vvoz(T)}{d32} \cdot Vo_i \cdot \frac{Vox_i}{\rho_{ras} \cdot Vzhx_i} \\
& \quad \quad Vzhz_{i+1} \leftarrow Vzhz_i + \Delta x \cdot \left[\frac{-3}{4} \cdot C_{ss}(Re_i) \cdot \frac{\rho vvoz(T)}{d32} \cdot Vo_i \cdot \frac{Voz_i}{\rho_{ras} \cdot Vzhx_i} - \frac{(\rho_{ras} - \rho vvoz(T)) \cdot g}{\rho_{ras} \cdot Vzhx_i} \right] \\
& \quad \quad \varepsilon_{i+1} \leftarrow 1 - \frac{Qzh}{Sf_{i+1} \cdot Vzhx_{i+1}}, Re_{i+1} \leftarrow \sqrt{(Vzhz_{i+1})^2 + (Vzhx_{i+1})^2} \cdot d32 \cdot vvoz(T)^{-1} \\
& \quad \quad vvv_{i+1} \leftarrow yy(Sp_{i+1}, Sp_i, Sf_{i+1}, Sf_i, \varepsilon_{i+1}, \varepsilon_i, Vzhx_{i+1}, Vzhx_i, Vzhz_{i+1}, Vzhz_i, Vgf_i, Vgfv_i, Vgfv_i, Vgp_i) \\
& \quad \quad Vgp_{i+1} \leftarrow (vvv_{i+1})_0, Vgfv_{i+1} \leftarrow (vvv_{i+1})_1, Vgfv_{i+1} \leftarrow (vvv_{i+1})_2, Vgf_{i+1} \leftarrow \sqrt{(Vgfv_{i+1})^2 + (Vgfv_{i+1})^2} \\
& \quad \quad Vox_{i+1} \leftarrow Vzhx_{i+1} - Vgfv_{i+1}, Voz_{i+1} \leftarrow Vzhz_{i+1} - Vgfv_{i+1}, Vo_{i+1} \leftarrow \sqrt{(Vox_{i+1})^2 + (Voz_{i+1})^2} \\
& \quad \quad p_{i+1} \leftarrow [-(\rho vvoz(T) \cdot Vgp_i) \cdot (Vgp_{i+1} - Vgp_i)] + p_i \\
& \quad \quad \text{trace("p = \{0\}, Vgp = \{1\}, Vgfv = \{2\}]", Vgp, Vgfv)} \\
& \quad \left(\begin{array}{cccccccccccc}
x & z & Vzhx_s & Vo_s & Vgp_s & Sp \cdot m^{-1} & Sf \cdot m^{-1} & p \cdot Pa^{-1} \cdot m & Vgf_s & Vgfv_s & Vgfv_s & Vzhz_s & \varepsilon \cdot m \\
0m & 1m & 2m & 3m & 4m & 5m & 6m & 7m & 8m & 9m & 10m & 11m & 12m
\end{array} \right)
\end{aligned}$$

Рисунок Б.3, аркуш 2

Додаток В

Моделювання великого дихання підземного резервуару ргс

<p>Атмосферное давление $p_a := 101300\text{Pa}$</p> <p>Плотность бензина $\rho_b := 740 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$</p> <p>Давление срабатывания дыхательного клапана $P_{kd} := 1900\text{Pa}$</p> <p>Вакуум срабатывания дыхательного клапана $P_{kv} := 250\text{Pa}$</p> <p>Температура в газовом пространстве $T_1 := (10 + 273)\text{K}$</p> <p>Цистерна АЦ-10-260 $A := 2.17\text{m}$ $B := 1.63\text{m}$ $Lts := 4.3\text{m}$</p> <p>Разность между образующими цистерны и резервуара $h := 4\text{m}$</p> <p>Диаметр сливного патрубка цистерны $d_0 := 0.075\text{m}$</p> <p>Длина сливного патрубка цистерны $l_0 := 0.3\text{m}$</p> <p>Длина рукава $l := 3\text{m}$</p> <p>Диаметр рукава $d := 0.075\text{m}$</p> <p>Длина и диаметр приёмного трубопровода $l_t := 3\text{m}$ $d_t := 0.08\text{m}$</p> <p>Коэффициент сопротивления на выходе из резервуара $\zeta_{vh} := 0.5$</p> <p>Коэффициент сопротивления колена $\zeta_k := 1.3$</p> <p>Коэффициент сопротивления огневого преградителя $\zeta_{pr} := 5$</p> <p>Фильтр для светлых нефтепродуктов $\zeta_f := 1.7$</p> <p>Муфта сливная $\zeta_m := 1$</p> <p>Задвижка $\zeta_z := 0.05$</p> <p>Коэффициент сопротивления на выходе из сливного трубопровода $\zeta_{vyh} := 1$</p> <p>Коэффициент для бензина $bs_1 := 0.034 \cdot \frac{1}{\text{K}}$</p> <p>Начальная средняя концентрация в газовом пространстве $C_{sr20} := 0.2314$</p>	<p>Вязкость бензина $\nu := 10^{-6} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$</p> <p>Диаметр резервуара $D_r := 2760\text{mm}$</p> <p>Радиус резервуара $R_r := 0.5D_r = 1.38\text{m}$</p> <p>Длина резервуара $L_r := 4278\text{mm}$</p> <p>Начальный объём бензина в цистерне $V_{bts0} := 10\text{m}^3$</p> <p>Начальный уровень бензина в резервуаре $zr_0 := 1\text{m}$</p> <p>Эквивалентная шероховатость труб $\Delta := 0.1\text{mm}$</p> <p>Диаметр дыхательного трубопровода $d_{dyh} := 50\text{mm}$</p> <p>Коэффициент адиабаты $k := 1.4$</p> <p>Коэффициент сжатия струи $\omega := 0.9$</p> <p>Коэффициент местного сопротивления дыхательного трубопровода на входе $\zeta'' := 0.5$</p> <p>Коэффициент местного сопротивления тройника $\zeta_{tr} := 1.5$</p> <p>Коэффициент местного сопротивления колена $\zeta_{kl} := 3.4$</p> <p>Длина дыхательного трубопровода $L_{tr} := 6\text{m}$</p> <p>Эквивалентная шероховатость дых. трубопровода $\Delta_e := 0.1\text{mm}$</p> <p>давление насыщенных паров по Рейду $P_R := 57000\text{Pa}$</p> <p>Универсальная газовая постоянная $R_R := 8.314 \frac{\text{J}}{\text{mol}\cdot\text{K}}$</p> <p>температура начала кипения $T_{nk} := 319\text{K}$</p> <p>Молярная масса воздуха $M_v := 29 \frac{\text{kg}}{\text{mole}\cdot 1000}$</p>
<p>Большая полуось $a := \frac{A}{2} = 1.085\text{m}$</p> <p>Малая полуось $b := \frac{B}{2} = 0.815\text{m}$</p> <p>Уравнение эллипса $x(y) := \sqrt{1 - \frac{y^2}{b^2}} \cdot a$</p> <p>Объём бензина в цистерне в зависимости от уровня разлива в ней $V_{bts}(zts) := 2 \cdot \int_{-b}^{zts-b} x(y) dy \cdot Lts$</p> <p>$V_{bts}(zts) := a \cdot b \cdot \left[\text{asin}\left(\frac{zts-b}{b}\right) + \frac{zts-b}{b} \cdot \sqrt{1 - \frac{(zts-b)^2}{b^2}} + \frac{\pi}{2} \right] \cdot Lts$</p> <p>Уровень бензина в цистерне в зависимости от его объёма в ней $zts(V_{bts}') := \text{root}(V_{bts}' - V_{bts}(zts'), zts')$</p> <p>Полный объём цистерны $V_{tspoln} := 2 \cdot \int_{-b}^b x(y) dy \cdot Lts = 11.946\text{m}^3$</p> <p>Объём паровой фазы в цистерне начальный момент $V_{par0} := V_{tspoln} - V_{bts0} = 1.946\text{m}^3$</p> <p>Уравнение окружности $xr(y) := \sqrt{R^2 - y^2}$</p> <p>Объём бензина в резервуаре в зависимости от уровня разлива в нём</p> <p>Уровень бензина в резервуаре в зависимости от объёма в нём</p> <p>$V_{br}(zr) := R^2 \cdot \left[\text{asin}\left(\frac{zr-R}{R}\right) + \frac{zr-R}{R} \cdot \sqrt{1 - \frac{(zr-R)^2}{R^2}} + \frac{\pi}{2} \right] \cdot L_r$</p> <p>$zr' := R$</p> <p>$zr(V_{br}') := \text{root}(V_{br}' - V_{br}(zr'), zr')$</p> <p>Начальный объём бензина в резервуаре $V_{br}(zr_0) = 8.4\text{m}^3$</p> <p>Общий объём бензина $V_{ob} := V_{bts0} + V_{br}(zr_0) = 18.368\text{m}^3$</p> <p>Полный объём резервуара $V_{rpoln} := 2 \cdot \int_{-R}^R xr(y) dy \cdot L_r = 25.595\text{m}^3 \cdot \pi \cdot R^2 \cdot L_r = 25.595\text{m}^3$</p>	<p>Коэффициент гидравлического сопротивления гофрированного рукава $\lambda_y := \frac{0.0125}{\sqrt{\frac{d}{m}}} = 0.0296$</p> <p>Диаметр приёмного трубопровода $d_t := \pi \cdot \frac{dt^2}{4} = 5.027 \times 10^{-3}\text{m}^2$</p> <p>$zts' := b$</p> <p>$Fr_{ot}(y) := \sqrt{R^2 - (R-y)^2} \cdot 2 \cdot L_r$</p> <p>$Fr_{ot}(2R) = 0\text{m}^2$</p>

Рисунок В.1 – Моделювання великого дихання підземного резервуару РГС

К определению коэффициента расхода линии слива нефтепродукта

$$\lambda(\text{Re}, d) := \begin{cases} \frac{64}{\text{Re}} & \text{if } \text{Re} < 2300 \\ \text{otherwise} & \\ \frac{0.3164}{\text{Re}^{0.25}} & \text{if } \frac{\text{Re} \cdot \Delta}{d} < 10 \\ 0.11 \cdot \left(\frac{68}{\text{Re}} + \frac{\Delta}{d} \right)^{0.25} & \text{if } 10 \leq \frac{\text{Re} \cdot \Delta}{d} < 500 \\ 0.11 \cdot \left(\frac{\Delta}{d} \right)^{0.25} & \text{if } \frac{\text{Re} \cdot \Delta}{d} \geq 500 \end{cases}$$

$$\text{Rezhim}(\text{Re}, d) := \begin{cases} \text{"ламинарный"} & \text{if } \text{Re} < 2300 \\ \text{otherwise} & \\ \text{"гидравлически гладких труб"} & \text{if } \frac{\text{Re} \cdot \Delta}{d} < 10 \\ \text{"смешанного трения"} & \text{if } 10 \leq \frac{\text{Re} \cdot \Delta}{d} < 500 \\ \text{"квадратичного трения"} & \text{if } \frac{\text{Re} \cdot \Delta}{d} \geq 500 \end{cases}$$

$$\mu_{\text{ра}}(\lambda_0, \lambda t) := \left[1 + \zeta_{\text{vh}} \cdot \left(\frac{dt}{d_0} \right)^4 + \zeta_{\text{k}} \cdot \left(\frac{dt}{d_0} \right)^4 + 2 \cdot \zeta_{\text{k}} + \zeta_{\text{pr}} + \zeta_{\text{f}} + \zeta_{\text{m}} + \zeta_{\text{z}} + \zeta_{\text{vyh}} + \frac{\lambda_0 \cdot 10}{d_0} \cdot \left(\frac{dt}{d_0} \right)^4 + \lambda_{\text{y}} \cdot \frac{l}{d} \cdot \left(\frac{dt}{d} \right)^4 + \frac{\lambda t}{dt} \cdot l t \right]^{-0.5}$$

К определению коэффициента расхода линии слива нефтепродукта

$$\begin{aligned} H_0 &:= 2.138 \text{ m} & x_{\text{ts}} &:= 1 \text{ m} & x_{\text{r}} &:= 1 \text{ m} & \text{Конечный объём в цистерне} & V_{\text{bts1}} &:= 0 \text{ m}^3 \\ & \text{Given} & & & & & \text{Конечный уровень бензина в цистерне} & z_{\text{ts1}} &:= z_{\text{ts}}(0) = 0 \text{ m} \\ V_{\text{bts}}(x_{\text{ts}}) + V_{\text{br}}(x_{\text{r}}) &= V_{\text{ob}} \\ x_{\text{ts}} + (h - x_{\text{r}}) &= H & \text{Find}(x_{\text{ts}}, x_{\text{r}}) &= \begin{pmatrix} -2.272 \times 10^{-4} \\ 1.862 \end{pmatrix} \text{ m} \\ \text{Начальный уровень бензина в цистерне} & z_{\text{ts0}} &:= z_{\text{ts}}(V_{\text{bts0}}) = 1.272 \text{ m} & \text{Конечный напор} & \text{Given} \\ \text{Начальный уровень бензина в резервуаре} & z_{\text{r0}} &= 1 \text{ m} & V_{\text{bts}}(z_{\text{ts1}}) + V_{\text{br}}(x_{\text{r}}) &= V_{\text{ob}} \\ \text{Начальный напор} & H_0 &:= z_{\text{ts0}} + (h - z_{\text{r0}}) = 4.2718 \text{ m} & z_{\text{ts1}} + (h - x_{\text{r}}) &= H \\ & \text{Given} & & n^{\text{r}} &:= \text{Find}(H, x_{\text{r}}) \\ & & & \text{Конечный напор} & \\ & & & H_1 &:= n^{\text{r}}_0 = \blacksquare \\ & & & \text{Конечный уровень бензина в резервуаре} & \\ & & & z_{\text{r1}} &:= n^{\text{r}}_1 = \blacksquare \\ V_{\text{bts}}(x_{\text{ts}}) + V_{\text{br}}(x_{\text{r}}) &= V_{\text{ob}} & & \text{Уровень жидкости в цистерне} & n^{\text{r}}(H)_0 \\ x_{\text{ts}} + (h - x_{\text{r}}) &= H & & \text{Уровень жидкости в резервуаре} & n^{\text{r}}(H)_1 \\ n^{\text{r}}(H) &:= \text{Find}(x_{\text{ts}}, x_{\text{r}}) & & & \\ F_{\text{ts}}(H) &:= 2 \cdot x_{\text{ts}} \cdot (n^{\text{r}}(H)_0 - b) \cdot L_{\text{ts}} & & & \\ F_{\text{r}}(H) &:= 2 \cdot x_{\text{r}} \cdot (n^{\text{r}}(H)_1 - R) \cdot L_{\text{r}} & & & \\ x_{\text{ts}}'(H) &:= n^{\text{r}}(H)_0 & x_{\text{r}}'(H) &:= n^{\text{r}}(H)_1 & V_{\text{br}}(H_1) &= \blacksquare \cdot \text{m}^3 \\ V_1(H) &:= V_{\text{tspoln}} - V_{\text{bts}}(n^{\text{r}}(H)_0) & & & \\ V_2(H) &:= V_{\text{rpoln}} - V_{\text{br}}(n^{\text{r}}(H)_1) & & & \end{aligned}$$

Рисунок В.1, Аркуш 2

$$V_{br}(n^m(HO)_1) = 8.368 \cdot m^3 \quad f_{dyh} := \pi \cdot \frac{ddyh^2}{4} = 1.963 \times 10^{-3} m^2 \quad H1 = 2.138 m$$

$$p20 := p_a = 101300 Pa$$

$$\varphi := \frac{1}{\sqrt{\zeta'' + 1 + \frac{0.11 \cdot \left(\frac{\Delta e}{ddyh}\right)^{0.25} \cdot L_{tr}}{ddyh} + \zeta_{tr} + \zeta_{kd} \cdot 3}} = 0.25$$

местные потери в аппарате

напор аппарата без учета местных потерь

$$\Delta p_{ap} := \begin{pmatrix} 0.046 \\ 0.413 \\ 1.65 \\ 6.601 \\ 18.335 \\ 73.341 \\ 293.366 \\ 660.073 \\ 1.173 \times 10^3 \end{pmatrix} Pa \quad Qg' := \begin{pmatrix} 5 \\ 15 \\ 30 \\ 60 \\ 100 \\ 200 \\ 400 \\ 600 \\ 800 \end{pmatrix} \frac{m^3}{hr}$$

$$p_{nap}' := \begin{pmatrix} 0.3 \text{ МПа} \\ 170.504 \\ 119.973 \\ 92.024 \\ 67.296 \\ 51.154 \\ 32.543 \\ 19.475 \\ 11.933 \\ 9.146 \end{pmatrix} Pa \quad \text{напор аппарата с учетом местных потерь}$$

$$p_{nap}'' := p_{nap}' - \Delta p_{ap}$$

$$p_{nap}'' = \begin{pmatrix} 170.458 \\ 119.56 \\ 90.374 \\ 60.695 \\ 32.819 \\ -40.798 \\ -273.891 \\ -648.14 \\ -1.164 \times 10^3 \end{pmatrix} Pa$$

$$Q_{zh} := 0.7 \frac{m^3}{hr}$$

$$bs := pspline(Qg', \Delta p_{ap})$$

$$\Delta p_{ap}'(x) := interp(bs, Qg', \Delta p_{ap}, x) \quad \text{потери напора в аппарате}$$

$$bs2 := pspline(Qg', p_{nap}')$$

$$p_{nap}(x) := interp(bs2, Qg', p_{nap}', x) \quad \text{аппарат без местных потерь}$$

$$bs2'' := pspline(Qg', p_{nap}'')$$

$$p_{nap}''(x) := interp(bs2'', Qg', p_{nap}'', x) \quad \text{аппарат с местными потерями}$$

Объем жидкой и паровой фаз в процессе простоя

$$F1(z) := \begin{cases} \left[1.41 - 0.25 \cdot \left(\frac{V2(z)}{V_{rpoln} - V2(z)} \right)^{0.37} \right] & \text{if } \frac{V2(z)}{V_{rpoln} - V2(z)} \leq 4 \\ 1.15 - 0.063 \cdot \left(\frac{V2(z)}{V_{rpoln} - V2(z)} \right)^{0.629} & \text{otherwise} \end{cases}$$

$$\text{Молекулярная масса паров бензина} \quad M_y := \left(60.9 - \frac{0.306}{K} T_{nk} + \frac{0.001}{K^2} T_{nk}^2 \right) \frac{kg}{1000mole} = \bullet \cdot \frac{kg}{1000mole}$$

Плотность паров бензина, воздуха и пвс при температуре ГП

$$\rho_{y20} := \frac{p20 \cdot M_y}{RR \cdot T1} = 2.8 \frac{kg}{m^3}$$

$$\rho_{y(p)} := \frac{p \cdot M_y}{RR \cdot T1}$$

$$\rho_{v20} := \frac{p20 \cdot M_v}{RR \cdot T1} = 1.249 \frac{kg}{m^3}$$

$$\rho_{v(p)} := \frac{p \cdot M_v}{RR \cdot T1}$$

Рисунок В.1, Аркуш 3

Давление насыщенных паров при данном соотношении фаз и температуре

$$Ps(H0) = 23835.827 \cdot Pa$$

$$Ps(z) := PR \cdot e^{-bs1 \cdot (311K - T1)} \cdot F1(z)$$

$$Cs(z, Pab) := \frac{Ps(z)}{Pab} \quad Cs(H0, p20) = 0.235$$

$$\rho pvs(p, Csr) := \rho y(p) \cdot Csr + \rho v(p) \cdot (1 - Csr)$$

$$\rho_{20} := \rho y_{20} \cdot Csr_{20} + \rho v_{20} \cdot (1 - Csr_{20}) = 1.60769 \frac{kg}{m^3}$$

Массы пвс и паров бензина в гп резервуара в начальный момент

$$mpvs_{20} := \rho_{20} \cdot V2(H0) = 27.695 \text{ kg}$$

$$Mpv_{20} := My \cdot Csr_{20} + Mv \cdot (1 - Csr_{20}) = 37.341 \cdot \frac{kg}{1000mole}$$

$$my_{20} := \rho y_{20} \cdot Csr_{20} \cdot V2(H0) = 11.16366 \text{ kg}$$

$$Mpv_{20}(Csr) := My \cdot Csr + Mv \cdot (1 - Csr)$$

$$mv_{20} := \rho v_{20} \cdot (1 - Csr_{20}) \cdot V2(H0) = 16.532 \text{ kg}$$

$$zr0 = 1 \text{ m}$$

$$mv_{20} + my_{20} = \blacksquare$$

$$V2(H0) = 17226.735 \text{ L}$$

$$p_{20} = \blacksquare$$

$$\rho pvs(p_{20}, Csr_{20}) = \blacksquare$$

$$\int_{xr'(\min(yq_{20,0}) \cdot m)}^{Hr} \rho v_1 \cdot (1 - cy(y, Csr_1, zr1, p_1)) \cdot Fr_{ot}(y) \, dy$$

$$yc(Csr, z, zr, Pab) := \begin{cases} yc' \leftarrow 1m \\ yc' \leftarrow 0 \text{ on error } yc' \leftarrow \text{root} \left[Csr - \frac{1}{Hr - zr} \int_{yc'}^{Hr - zr} \left[\frac{Cs(z, Pab)}{(Hr - zr)^{1.5} - yc'^{1.5}} \cdot y^{1.5} + \frac{Cs(z, Pab)}{1 - \left(\frac{Hr - zr}{yc'}\right)^{1.5}} \right] dy, yc' \right] \\ yc \end{cases}$$

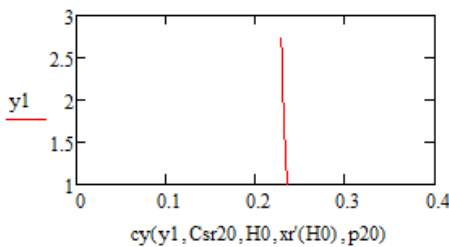
$$Ckr(Csr, z, zr, Pab) := \begin{cases} 0 & \text{if } yc(Csr, z, zr, Pab) > 0 \\ \frac{Csr \cdot (1.5 + 1) - Cs(z, Pab)}{1.5} & \text{otherwise} \end{cases} \quad \begin{matrix} y1 := zr0, zr0 + 5cm \dots Hr \\ Ckr(Csr_{20}, H0, xr'(H0), p20) = 0.229 \\ xr'(H0) = 1 \text{ m} \\ Cs(H0, p20) = 0.235 \end{matrix}$$

Молекулярная масса у кровли

$$Mpv_{s_kr}(Csr, z, zr, Pab) := My \cdot Ckr(Csr, z, zr, Pab) + Mv \cdot (1 - Ckr(Csr, z, zr, Pab)) \quad \text{Плотность ПВС у кровли}$$

$$\rho pvs_kr(Csr, z, zr, Pab) := \frac{Pab \cdot Mpv_{s_kr}(Csr, z, zr, Pab)}{RR \cdot T1}$$

$$cy(y, Csr, z, zr, Pab) := \begin{cases} \text{if } yc(Csr, z, zr, Pab) > 0 \\ \begin{cases} 0 & \text{if } y \geq \text{round} \left(\frac{Hr - yc(Csr, z, zr, Pab)}{m}, 7 \right) \cdot m \vee Csr = 0 \\ \left[\frac{Cs(z, Pab)}{(Hr - zr)^{1.5} - yc(Csr, z, zr, Pab)^{1.5}} \right] \cdot (Hr - y)^{1.5} + \frac{Cs(z, Pab)}{1 - \left(\frac{Hr - zr}{yc(Csr, z, zr, Pab)}\right)^{1.5}} & \text{otherwise} \end{cases} \\ \left[\frac{Cs(z, Pab) - Ckr(Csr, z, zr, Pab)}{(Hr - zr)^{1.5}} \right] \cdot (Hr - y)^{1.5} + Ckr(Csr, z, zr, Pab) & \text{otherwise} \end{cases}$$



Плотность ПВС у кровли в перед началом операции

$$\rho pvs_kr(Csr_{20}, H0, xr'(H0), p20) = \blacksquare$$

$$yc(Csr_{20}, H0, xr'(H0), p20) = \blacksquare$$

Рисунок В.1, Аркуш 4

кинематическая вязкость ПВС

$$\nu_{pvs}(Csr) := \frac{10^{-6} \cdot \frac{m^2}{s}}{\frac{1}{\frac{0.1 \cdot T1}{K} - 14.1} + \frac{Csr}{\frac{0.0225 \cdot T1}{K} - 3.61}}$$

Коэффициент диффузии паров

$$dmpr := -0.117 \frac{m^2}{hr} + 0.000503 \frac{m^2}{hr \cdot K} \cdot T1 = 7.041 \times 10^{-6} \frac{m^2}{s}$$

Число Шмидта в период простоя

$$Sc(Csr) := \frac{\nu_{pvs}(Csr)}{dmpr}$$

Движущая сила процесса испарения

$$\Delta \pi_{pr}(z, Pab, Csr) := \frac{Cs(z, Pab) - Csr}{1 - Cs(z, Pab)}$$

Величина Kt критерия

$$Ktpr(z, Pab, Csr) := 0.001 \cdot \Delta \pi_{pr}(z, Pab, Csr)^{1.116} \cdot Sc(Csr)^{0.364}$$

Плотность потока массы испаряющегося бензина

$$Jpr(z, Pab, Csr) := \frac{Ktpr(z, Pab, Csr) \cdot \rho_{pvs}(Pab, Csr) \cdot dmpr}{\sqrt[3]{\frac{\nu_{pvs}(Csr)^2 \cdot M_{pvs}(Csr) \cdot T1}{g \cdot My \cdot T1}}}$$

Средняя характерная скорость перемешивания бензина в резервуаре

$$Wzak(Qzak) := \frac{Qzak \cdot 4}{\pi \cdot dt^2} \quad Wx(Qzak, z, zr) := \frac{Wzak(Qzak)}{1 + \frac{Fr(z) \cdot zr}{Qzak \cdot hr}} \quad FrRe(Qzak, z, zr, Csr) := \frac{Wx(Qzak, z, zr)^3}{g \cdot \nu_{pvs}(Csr)}$$

При закачке

$$Ktzak(Qzak, z, zr, Csr, Pab) := Ktpr(z, Pab, Csr) \cdot \left[1 + FrRe(Qzak, z, zr, Csr)^{0.114} \cdot \left(0 \text{ on error } \Delta \pi_{pr}(z, Pab, Csr)^{-1.23} \right) \cdot Sc(Csr)^{-0.585} \right]$$

$$Jzak(Qzak, z, zr, Csr, Pab) := \frac{Ktzak(Qzak, z, zr, Csr, Pab) \cdot \rho_{pvs}(Pab, Csr) \cdot dmpr}{\sqrt[3]{\frac{\nu_{pvs}(Csr)^2 \cdot M_{pvs}(Csr) \cdot T1}{g \cdot My \cdot T1}}}$$

$$\Delta t = 0.1 \text{ s}$$

$$yq2 := \left| \begin{array}{l} t_0 \leftarrow 0 \text{ s} \\ t' \leftarrow \text{время}(0) \\ \dots \\ p1_0 \leftarrow pa, p2_0 \leftarrow pa \\ z_0 \leftarrow H0 \\ QQQ \leftarrow 100 \frac{m^3}{hr} \\ dm2_0 \leftarrow 0, mev_0 \leftarrow 0, m12_0 \leftarrow mpvs20, dm12_0 \leftarrow 0, dm1_0 \leftarrow 0, m1_0 \leftarrow 0 \\ Csr_0 \leftarrow Csr20, Cm_0 \leftarrow \frac{Csr_0 \cdot \frac{My}{Mv}}{1 + Csr_0 \cdot \left(\frac{My}{Mv} - 1 \right)}, Cm_kr_0 \leftarrow \frac{cy(Hr, Csr_0, H0, zr0, p2_0) \cdot \frac{My}{Mv}}{1 + cy(Hr, Csr_0, H0, zr0, p2_0) \cdot \left(\frac{My}{Mv} - 1 \right)} \\ C_kr_0 \leftarrow cy(Hr, Csr_0, z_0, xr'(z_0), p2_0), Cs'_0 \leftarrow Cs(z_0, p2_0) \\ Mpv_s_0 \leftarrow Mpv_s20 \\ \rho_0 \leftarrow \rho20 \\ loss_0 \leftarrow 0, loss2_0 \leftarrow 0 \\ as \leftarrow 0, aw \leftarrow 0 \end{array} \right.$$

Рисунок В.1, Аркуш 5

```

for i ∈ 0..107
  break if (zi < H0) on error zi ≤ H1
  otherwise
    ti+1 ← ti + Δt
    μpa ← 0.3
    while |μpa - μpa2| ≥ 10-4
      μpa2 ← μpa
      vt ← μpa · √[2 · g · (zi + (p1i - pa) / (ρb · g) - (p2i - pa) / (ρb · g))]
      v0 ← (vt · dt) / d02
      Ret ← (vt · dt) / ν, Re0 ← (v0 · d0) / ν
      λ0 ← λ(Re0, d0), λt ← λ(Ret, dt)
      μpa ← μpaλ0 · λt
    trace("i={0}__{1} Jzak={2}" , i, 1, Jzak)
    Qi ← 0
    p3i ← 0
    Qbi ← μpa · ft · √[2 · g · (zi + (p1i - pa) / (ρb · g) - (p2i - pa) / (ρb · g))]
    zi+1 ← zi - Δt · ( (Fts(zi) · Fr(zi) / (Fts(zi) + Fr(zi)) · 1 / Qbi )-1
    p1i+1 ← pa - Pkv if (1 < 2) on error (pa - (pa · V1(H0) / V1(zi+1)) > Pkv)
    otherwise
      p1i+1 ← (pa · V1(H0) / V1(zi+1))
      q1 ← i + 1
  if p2i - pa ≥ Pkd ∨ aa = 1
    trace("i={0}__{1}" , i, 3)
    aa ← 1
    Rem ← "Если клапан давления открылся"
    Rem ← "Объёмный расход в сечении p3"
    Qi ← root [ QQQ - φ · fdyh · √[ (p2i / (ρpvs_kr(Csri, zi, xr'(zi), p2i)) ) · √[ (2 · k) / (k - 1) ] · √[ 1 - ( (pa - pnap'(QQQ))k-1 / p2i )k ], QQQ ]

```

Рисунок В.1, Аркуш 6

```

p3i ← pa - pnapn(Qi)

dm1i+1 ← -fdyh · ρ · √(ppvs_kr(Csri, zi, xr(zi), p2i)) · p2i · √(  $\frac{2-k}{k-1} \cdot \left[ \left( \frac{p3_i}{p2_i} \right)^k - \left( \frac{p3_i}{p2_i} \right)^{\frac{k+1}{k}} \right] ) \cdot \Delta t$ 

Rem ← "количество удаленной массы", m1i+1 ← m1i + -dm1i+1

Jzaki+1 ← Jzak(Qbi, zi, xr(zi), Csri, p2i)

dm2i+1 ← Jzaki+1 · Fr(zi) · Δt, Rem ← "количество испарившегося нп", mevi+1 ← mevi + dm2i+1

m12i+1 ← m12i + dm1i+1 + dm2i+1, dm12i ← m12i+1 - m12i

ρi+1 ← ρi +  $\frac{(dm1_{i+1} + dm2_{i+1}) + \rho_i \cdot Qb_i \cdot \Delta t}{V2(z_i)}$ 

Cmi+1 ← Cmi +  $\frac{m12_i \cdot (Cm_{kr_i} \cdot dm1_{i+1} + dm2_{i+1}) - Cm_i \cdot m12_i \cdot (dm1_{i+1} + dm2_{i+1})}{(m12_i)^2}$ 

Csri+1 ← Csri +  $\frac{My}{Mv} \cdot (Cm_{i+1} - Cm_i)$ 
 $\left[ \frac{My}{Mv} - Cm_i \cdot \left( \frac{My}{Mv} - 1 \right) \right]^2$ 

(Mpvsi+1 ← Mpvsi + (My - Mv) · (Csri+1 - Csri))

p2i+1 ← p2i +  $\frac{RR \cdot T1}{Mpvs_i} \cdot (\rho_{i+1} - \rho_i) - \rho_i \cdot RR \cdot T1 \cdot \frac{(Mpvs_{i+1} - Mpvs_i)}{(Mpvs_i)^2}$ 

break on error xr(zi+1)

Csi+1 ← Cs(zi+1, p2i+1)

lossi+1 ← lossi + Qi · ρy(p2i) · cy(Hr, Csri, zi, xr(zi), p2i) · Δt, loss2i+1 ← (m120 · Cm0 + mevi+1) - m12i+1 · Cmi+1

if 2 > 1 on error (Csri+1 > Cs(zi+1, p2i+1)) ∨ aw = 2

Rem ← "УСЛИ КЛАПАН ДАВЛЕНИЯ ОТКРЫТ И Csr=Cs"
aw ← 2
p2e ← p2i

while |p2e - p2w| ≥ 10-4 · Pa
    p2w ← p2e
    Csri+1 ← Cs(zi+1, p2e)
    Cmi+1 ←  $\frac{My \cdot Cm_i}{Mv \cdot \left[ \left( \frac{My}{Mv} - 1 \right) \cdot Cm_i - \frac{My}{Mv} \right]^2 \cdot \left[ Csr_{i+1} - Csr_i + \frac{My \cdot Cm_i}{Mv \cdot \left[ \left( \frac{My}{Mv} - 1 \right) \cdot Cm_i - \frac{My}{Mv} \right]^2} \right]}$ 

```

Рисунок В.1, Аркуш 7


```

dm2i+1 ←  $\frac{Cm_i \cdot m12_i - dm1_{i+1} \cdot Cm_i + dm1_{i+1} \cdot Cm_{kr_i} - Cm_{i+1} \cdot m12_i}{Cm_i - 1}$ 
ρi+1 ← ρi +  $\frac{(dm1_{i+1} + dm2_{i+1}) + \rho_i \cdot Qb_i \cdot \Delta t}{V2(z_i)}$ 
(Mpvsi+1 ← Mpvsi + (My - Mv) · (Csri+1 - Csri))
p2e ← p2i +  $\frac{RR \cdot T1}{Mpv_s_i} \cdot (\rho_{i+1} - \rho_i) - \rho_i \cdot RR \cdot T1 \cdot \frac{(Mpv_{s_{i+1}} - Mpv_{s_i})}{(Mpv_{s_i})^2}$ 
Csri+1 ← Cs(zi+1, p2e)
p2i+1 ← p2e
if Im(Csri+1) ≠ 0
    pause("Cm_kr={0}, C_kr={1}", Cm_kri+1, C_kri+1)
    pause("Cs={0}, Csr1={1}", Cs(zi+1, p2i+1), Csri+1)
Rem ← "количество испарившегося нп", mevi+1 ← mevi + dm2i+1
m12i+1 ← m12i + dm1i+1 + dm2i+1, dm12i ← m12i+1 - m12i
break on error xr(zi+1)
trace("i={0}__{1} Jzak={2}", i, 4, Jzak)
otherwise
    trace("i={0}__{1}", i, 2)
    Rem ← "Если клапан давления ещё закрыт"
    Jzak'i+1 ← Jzak(Qbi, zi, xr(zi), Csri, p2i)
    dm2i+1 ← Jzak'i+1 · Fr(zi) · Δt, Rem ← "количество испарившегося нп", mevi+1 ← mevi + dm2i+1
    m12i+1 ← m12i + dm2i+1, dm12i+1 ← m12i+1 - m12i, m1i+1 ← m10, dm1i+1 ← dm10
    ρi+1 ← ρi +  $\frac{dm12_{i+1} + \rho_i \cdot Qb_i \cdot \Delta t}{V2(z_i)}$ 
    Cmi+1 ← Cmi +  $\frac{m12_i \cdot (0 + dm2_{i+1}) - Cm_i \cdot m12_i \cdot (0 + dm2_{i+1})}{(m12_i)^2}$ , Csri+1 ← Csri +  $\frac{\frac{My}{Mv} \cdot (Cm_{i+1} - Cm_i)}{\left[\frac{My}{Mv} - Cm_i \cdot \left(\frac{My}{Mv} - 1\right)\right]^2}$ 
    Mpvsi+1 ← Mpvsi + (My - Mv) · (Csri+1 - Csri)
    p2i+1 ← p2i +  $\frac{RR \cdot T1}{Mpv_s_i} \cdot (\rho_{i+1} - \rho_i) - \rho_i \cdot RR \cdot T1 \cdot \frac{(Mpv_{s_{i+1}} - Mpv_{s_i})}{(Mpv_{s_i})^2}$ 

```

Рисунок В.1, Аркуш 8

```

Csri+1 ← Csri +  $\frac{\frac{My}{Mv} \cdot (Cm_{i+1} - Cm_i)}{\left[ \frac{My}{Mv} - Cm_i \cdot \left( \frac{My}{Mv} - 1 \right) \right]^2}$ 
q2 ← i + 1
as ← 1

Cmkri+1 ←  $\frac{cy(Hr, Csr_{i+1}, z_{i+1}, xr'(z_{i+1}), p2_{i+1}) \cdot \frac{My}{Mv}}{1 + cy(Hr, Csr_{i+1}, z_{i+1}, xr'(z_{i+1}), p2_{i+1}) \cdot \left( \frac{My}{Mv} - 1 \right)}$ 
Ckri+1 ← cy(Hr, Csri+1, zi+1, xr'(zi+1), p2i+1); Cs'i+1 ← Cs(zi+1, p2i+1)
trace("i={0}__{1} Jzak={2} dm2={3} aw={4}" , i, 5, Jzak', dm2i+1, aw)
loss2i+1 ← (m120 · Cm0 + mevi+1) - m12i+1 · Cmi+1
lossi+1 ← lossi + Qi · py(p2i) · cy(Hr, Csri, zi, xr'(zi), p2i) · Δt
Timei ← время(0) - t'
Rezhti ← Rezhim(Ret, dt), Rezh0i ← Rezhim(Re0, d0), Cs'i+1 ← Cs(zi+1, p2i+1)

```

Рисунок В.1, Аркуш 9

Додаток Г

Технічні характеристики теплообмінника ежекційного типу для тепловологічної обробки повітря

1. ОБЩИЕ ДАННЫЕ

1.1. Изготовитель.

Проблемная научно-исследовательская лаборатория ОГАХ,
Украина, Одесса, ул. Тенистая 9/11, комн. 311, тел. 63-83-24.

1.2. Наименование изделия.

Установка тепловлажностной обработки воздуха с многофункциональным
эжекционным аппаратом ЭМА-2М.

1.3. Назначение изделия.

Поддержание заданной температуры и влажности воздуха в обрабатываемом
помещении при различных условиях окружающей среды.

1.4. Авторы проекта.

Кологривов М.М., к.т.н., ст. науч. сотр., Грандов А.А., к.т.н., ст. науч. сотр., Одесская
государственная академия холода.

1.5. Дата введения в эксплуатацию.

28 сентября 1998 г.

2. ТЕХНИЧЕСКИЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ

Регламентированный параметр	Единица измерения	Показатели
Производительность по циркуляционной воде	куб. м /ч	не менее 1.0
Давление перед ферсунками	МПа	не менее 0.18
Производительность по эжектируемому воздуху	куб. м /ч	не менее 400
Мощность ТЭНов	кВт	
общая		4.5
регулируемая автоматически		0.5
Потери воды на испарение и унос	л / ч	не более 5.0
Частота смены воды в баке		не реже, чем 1 раз в месяц
Емкость водяного бака	л	200
Минимально допустимый запас воды в баке	л	70
Время непрерывной работы без подпитки при запасе воды 200 л	ч	24
Относительная влажность воздуха на выходе из аппарата	%	90...100
Электропитание установки		220 В, 50 Гц
Максимальная потребляемая мощность	кВт	5.2
Габаритные размеры аппарата	мм	
длина		1250
ширина		400
высота		850
Масса аппарата	кг	
без воды		70
с водой		не более 90
Диапазон температур воздуха, поддерживаемых в помещении при его относительной влажности не менее 90%	град. С	12...25
Минимальная температура вентилирующего наружного воздуха при его расходе 400 куб. м / ч	град. С	- 2
Максимальная температура вентилирующего наружного воздуха при его расходе 400 куб. м / ч и относительной влажности 60%	град. С	30



Рисунок Г.1 – Ежекційний апарат для тепловологісної обробки повітря «ЭМА-2М»

Додаток Д

Ежекційні апарати для обробки повітря при вирощуванні грибів і випарного охолодження води



Рисунок Д.1 Робота форсунок ежекційного апарату при обробці повітря для вирощування грибів

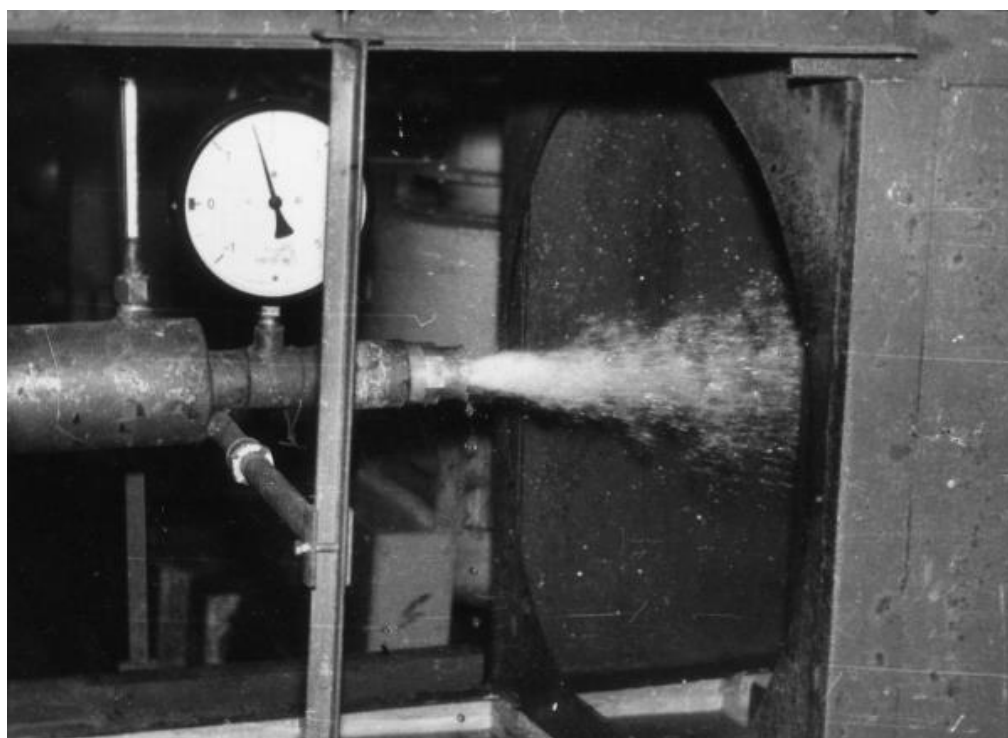


Рисунок Д.2 Застосування ежекційного апарату при випарному охолодженні води

Додаток Ж

Результати випробування відстояного бензина на вміст води і механічних домішок



Куди : Буковському В. П.

РЕЗУЛЬТАТИ ВИПРОБУВАНЬ		№ 13801/13805522/17	07-12-17
Назва об'єкта випробувань	: Падана проба		
Отриманий	: 06.12.2017		
Маркування зразка	: Проба промаркована як: "Бензин марки А-92, прошедший отстаивание после смешивания с 19% водным раствором хлористого кальция"		
Місце відбору	: -		
Дата відбору	: -		
Кількість зразків	: 1 x 0,5 л.		
Назва показника	Одиниця виміру	Метод	Результат
Зовнішній вигляд		ДСТУ 7687:2015 (п. 9.4)	Прозора рідина, світло-жовтого кольору, яка не містить механічних домішок і води
Лабораторія акредитована Національним Агентством з Акредитації України на компетентність відповідно до вимог ДСТУ ISO/IEC 17025:2006. Атестат Акредитації № 2Н304.			
Примітка Невизначеність вимірювань, яка надається за запитом, застосовується при оцінці результатів випробувань. Якщо є можливість і для зручності користувача, випробуваний зразок перевіряється на відповідність наданої специфікації, без прийняття будь-якої відповідальності. У разі спору або сумнівів ми звертаємося до інтерпретації результатів випробувань, представленої в стандартах ASTM D 3244, IP 367 і ISO 4259.			

Завідувач випробувальної лабораторії
ПІІ "СЕЙБОЛТ - УКРАЇНА"65003, Україна, м. Олеса, вул. Миколи Геґра, 1А.
Тел.: (048) 729-32-01 / факс: (048) 729-32-05

І. С. Малєєв

Fast, to the point. Time is money.

Додаток Й

**Розрахунок економічних показників роботи конденсаційної системи УЛФ з
ежекційним пристроєм при великому диханні резервуару РВС 3000**

Умова

25 червня

Простоювання резервуару
перед закачуванням 3 добиМінімальна температура
нафтопродукту в
резервуарі $T_{min} := 290K$ Максимальна температура
нафтопродукту в
резервуарі $T_{max} := 300K$

Резервуар РВС 3000

Початковий рівень рідини
в резервуарі $H1 := 6m$ Кінцевий рівень рідини
в резервуарі $H2 := 9m$ Географічна широта місця
встановлення резервуара
для Рені

Витрата бензину

$$Q_{zak} := 400 \frac{m^3}{hr}$$

Діаметр резервуару

$$D_r := 18.98m$$

Геометрична місткість резервуару

$$V_r := 3370m^3$$

Тиск насичених парів по Рейду

$$P_R := 44000Pa$$

Атмосферний тиск

$$P_{at} := 101320Pa$$

Налаштування клапану вакууму

$$P_v := 196Pa$$

Температура початку кипіння

$$T_{nk} := 319K$$

Молярна маса повітря

$$M_v := 29 \frac{kg}{mole \cdot 1000}$$

Універсальна газова стала

$$R_R := 8.314 \frac{J}{mol \cdot K}$$

Надлишковий тиск
спрацювання клапана

$$P_d := 1962Pa$$

$$\psi := 45deg + \frac{27deg}{60} = 45.45 \cdot deg$$

Внутрішній діаметр
паливно-роздавального
патрубку

$$d_{pat} := 610mm$$

Теплофізичні і калоричні властивості

Молекулярна маса парів бензину $M_u := \left(60.9 - \frac{0.306}{K} T_{nk} + \frac{0.001}{K^2} T_{nk}^2 \right) \frac{kg}{1000mole} = 65.05 \cdot \frac{kg}{1000mole}$

Коефіцієнт у формулі для
розрахунку тиску насичених
парів

$$F1(V_{par}, V_{zh}) := \begin{cases} \left[1.41 - 0.25 \cdot \left(\frac{V_{par}}{V_{zh}} \right)^{0.37} \right] & \text{if } \frac{V_{par}}{V_{zh}} \leq 4 \\ 1.15 - 0.063 \cdot \left(\frac{V_{par}}{V_{zh}} \right)^{0.629} & \text{otherwise} \end{cases}$$

 V_{par} - об'єм пароповітряної суміші;
 V_{zh} - об'єм рідини;

Тиск насичених парів бензину $p_{par}(x, V_{par}, V_{zh}) := 1.22 \cdot (44000 Pa) \cdot e^{-\left(0.034 \frac{1}{K} \right) \cdot (311K - x)} \cdot F1(V_{par}, V_{zh})$

Густина
бензинових
парів

$$\rho_{par}(x, V_{par}, V_{zh}) := \frac{p_{par}(x, V_{par}, V_{zh})}{\frac{R_R}{M_u} \cdot x}$$

Густина повітря $\rho_{voz}(x) := \frac{0.1MPa \cdot M_v}{R_R \cdot x}$

Молекулярна маса ППС

$$M_{pvs}(c) := M_u \cdot c + M_v \cdot (1 - c)$$

Густина
ППС

$$\rho_{pvs}(x, c) := \frac{0.1MPa \cdot M_{pvs}(c)}{R_R \cdot x}$$

$t_{voz}^T =$	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	K
	0	243	253	263	273	283	293	303	313	323	...

$c_{pvoz}^T =$	0	1	2	3	4	5	6	7	8	$\frac{1}{kg \cdot K}$
	0	1013	1009	1009	1005	1005	1005	1005	1005	...

Рисунок Й.1 – Лістинг програми в Mathcad

Теплоємність повітря	$cp_{voz}(x) := \text{linterp}(t_{voz}', cp_{voz}', x)$	Теплота пароутворення бензину	$r_{par}(x) := 303.035 \frac{\text{J} \cdot 1000}{\text{kg}}$
Теплоємність бензинового конденсату від температури			$cp_{cond}(x) := \frac{31.56}{\sqrt{760}} \cdot \left(762 + 3.39 \frac{x}{\text{K}} \right) \frac{\text{joule}}{\text{kg} \cdot \text{K}}$
	$cp_{ras_tab}^T = (2889 \ 2889 \ 2910 \ 2910 \ 2910 \ 2931 \ 2952) \frac{1}{\text{kg} \cdot \text{K}} \cdot \text{J}$		
	$t_{ras_tab}^T = (248 \ 253 \ 258 \ 263 \ 268 \ 273 \ 283) \text{K}$		
Залежність теплоємності розсолу від температури	$cp_{ras}(t) := \text{linterp}(t_{ras_tab}, cp_{ras_tab}, t)$		
	$t_{ras_tab_rho} := (-20 \ -10 \ 0) \text{K} + 273 \text{K}$	$\rho_{ras_tab} := (1226 \ 1222 \ 1218) \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$	
Залежність густини розсолу від температури	$\rho_{ras}(t) := \text{linterp}(t_{ras_tab_rho}^T, \rho_{ras_tab}^T, t)$		
Рорахунок параметрів ППС після простоювання			
Площа дзеркала бензину	$F_n := \frac{\pi \cdot D_r^2}{4} = 282.932 \text{m}^2$	Об'єм рідинної і парової фази в процесі простоювання	$V_{zhpr} := F_n \cdot H_1 = 1698 \cdot \text{m}^3$ $V_{ppr} := V_r - V_{zhpr} = 1672 \cdot \text{m}^3$
Тиск насичених парів при даному співвідношенні фаз і температури			$P_{smin} := p_{par}(T_{min}, V_{ppr}, V_{zhpr}) = 30528 \text{Pa}$
Відповідна об'ємна концентрація парів бензину			$C_{smin} := \frac{P_{smin}}{P_{at} - P_v} = 0.302$
Густина парів бензину, повітря і ППС при мінімальній температурі	$\rho_{umin} := \frac{(P_{at} - P_v) \cdot M_y}{RR \cdot T_{min}} = 2.73 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$	$\rho_{vmin} := \frac{(P_{at} - P_v) \cdot M_v}{RR \cdot T_{min}} = 1.22 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$	
	$\rho_{pvmin} := \rho_{umin} \cdot C_{smin} + \rho_{vmin} \cdot (1 - C_{smin}) = 1.67 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$		
Молярна маса ППС при найменшій температурі			$M_{pvs_min} := M_{pvs}(C_{smin}) = 39.9 \cdot \frac{\text{kg}}{1000 \text{mole}}$
Маса ППС і парів бензину в ГП резервуару при найменшій температурі			$m_{pvsmin} := \rho_{pvmin} \cdot V_{ppr} = 2797 \text{kg}$ $m_{umin} := \rho_{umin} \cdot C_{smin} \cdot V_{ppr} = 1377 \text{kg}$
Задаємося середньою об'ємною концентрацією вуглеводнів в ГП в період зростання парціального тиску парів бензину			$C_{sr} := 0.337$
Середня температура	$T_{sr} := (T_{max} + T_{min}) \cdot 0.5 = 295 \text{K}$	Молекулярна маса при середній температурі	$M_{pvspr} := M_y \cdot C_{sr} + M_v \cdot (1 - C_{sr}) = 41.148 \cdot \frac{\text{kg}}{1000 \text{mole}}$
Кінематична в'язкість ППС			
$\nu_{pvspr} := \frac{10^{-6}}{\frac{1}{\frac{0.1 \cdot T_{sr}}{\text{K}} - 14.1} + \frac{C_{sr}}{\frac{0.0225 \cdot T_{sr}}{\text{K}} - 3.61}}} \cdot \frac{\text{m}^2}{\text{s}} = 5.674 \times 10^{-6} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$		Тиск насичених парів при простоюванні	$P_{spr} := p_{par}(T_{sr}, V_{ppr}, V_{zhpr})$ $P_{spr} = 36185 \text{Pa}$
Концентрація насичених парів при простоюванні	$C_{spr} := \frac{P_{spr}}{P_{at} + P_d} = 0.35$		$\rho_{pvspr} := \frac{(P_{at} + P_d) \cdot M_{pvspr}}{RR \cdot T_{sr}} = 1.733 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Рисунок Й.1, Аркуш 2

Коефіцієнт дифузії парів при простоюванні $d_{mpr} := -0.117 \frac{\text{m}^2}{\text{hr}} + 0.000503 \frac{\text{m}^2}{\text{hr} \cdot \text{K}} \cdot T_{spr} = 8.718 \times 10^{-6} \frac{\text{m}^2}{\text{s}}$

Число Шмідта в період простоювання

$$Sc_{pr} := \frac{\nu_{pv spr}}{d_{mpr}} = 0.651$$

Рухома сила процесу випаровування

$$\Delta \pi_{pr} := \frac{C_{spr} - C_{sr}}{1 - C_{spr}} = 0.021$$

Величина Kt критерія

$$K_{tpr} := 2.17 \cdot 10^{-3} \cdot \Delta \pi_{pr}^{0.43} Sc_{pr}^{0.0932} = 3.923 \times 10^{-4}$$

Густина потоку маси бензину, що випаровується

$$J_{pr} := \frac{K_{tpr} \cdot \rho_{pv spr} \cdot d_{mpr}}{\sqrt[3]{\frac{\nu_{pv spr}^2 \cdot \mu_{pv spr} \cdot T_{sr}}{g \cdot M_y \cdot T_{sr}}}} = 0.167 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \cdot \text{hr}}$$

Кількість днів до 25 червня з початку року

$$N_d := (31 + 28 + 31 + 30 + 31 + 25) \cdot \text{day} = 176 \cdot \text{day}$$

Розрахунковий ухил сонця в період, що розглядається

$$\varphi := \left(-55.6 + 0.92 \frac{N_d}{\text{day}} - 2.59 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{N_d^2}{\text{day}^2} \right) \cdot \text{deg} = 26.1 \cdot \text{deg}$$

Тривалість дня

$$\tau_{dn} := \frac{2}{15} \cdot \arccos(-\tan(\varphi) \cdot \tan(\psi)) \cdot \text{deg}^{-1} \cdot \text{hr} = 16 \cdot \text{hr}$$

Тривалість зростання парціального тиску

$$\tau_{pr} := 0.5 \cdot \tau_{dn} + 3 \text{hr} = 11 \cdot \text{hr}$$

Маса бензину, що випарувалася в період зростання парціального тиску

$$\Delta m_{upr} := J_{pr} \cdot F_n \cdot \tau_{pr} = 520 \text{ kg}$$

Масова і об'ємна концентрація парів бензину в ГП до кінця періоду зростання парціального тиску

$$C_{maspr} := \frac{m_{ymin} + \Delta m_{upr}}{m_{pv smin} + \Delta m_{upr}} = 0.572$$

$$C_{pr} := \frac{C_{maspr}}{\frac{M_y}{M_v} - C_{maspr} \cdot \left(\frac{M_y}{M_v} - 1 \right)} = 0.373$$

Перевіряємо, чи не перевищує знайдена величина концентрації насичених парів при максимальній температурі повітря

$$P_{smax} := p_{par}(T_{max}, V_{ppr}, V_{zhpr}) = 42890 \text{ Pa}$$

$$C_{smax} := \frac{P_{smax}}{P_{at} + P_d} = 0.415$$

Розрахункова середня об'ємна концентрація бензинових парів

$$C_{pras} := \frac{2 \cdot C_{smin} + C_{pr}}{3} = 0.326$$

Відхилення розрахункової величини від прийнятої

$$\frac{C_{pras} - C_{sr}}{C_{sr}} \cdot 100 = -3.355$$

Оскільки відхилення у межах допустимого, приймаємо, що до моменту початку закачування об'ємна концентрація парів бензину в ГП складає

$$C_0 := C_{pr} = 0.373$$

Маса ППС була $m_{pvs0} := m_{pv smin} + \Delta m_{upr} = 3317 \text{ kg}$

Маса парів бензину в газовому просторі $m_{y0} := m_{ymin} + \Delta m_{upr} = 1897 \text{ kg}$

Парціальний тиск парів бензину в газовому просторі $p_{yzak0} := C_0 \cdot (P_{at} - P_v) = 37750 \text{ Pa}$

Розрахунок середньої концентрації парів бензину при закачуванні

Середня висота наливу бензину при закачуванні $H_{srzak} := 0.5 \cdot (H_1 + H_2) = 7.5 \text{ m}$

Рисунок Й.1, Аркуш 3

Середні об'єми рідинної і парової фаз в резервуарі в процесі закачування
 $V_{zhzak} := F_n \cdot H_{srzak} = 2122 \cdot m^3$
 $V_{pzak} := V_r - V_{zhzak} = 1248 \cdot m^3$

Середній тиск і концентрація насичених парів бензину в ГП в процесі закачування

$$P_{szak} := p_{par}(T_{sr}, V_{pzak}, V_{zhzak}) = 37531 \text{ Pa} \quad C_{szak} := \frac{P_{szak}}{0.1 \text{ MPa}} = 0.375$$

Оскільки середня концентрація насичених парів в процесі закачування C_{szak} практично дорівнює початковій концентрації C_0 , будемо вважати: 1) в процесі закачування донасичення ГП не відбувається; 2) концентрація парів дорівнює середній величині в процесі закачування C_{szak}

Розрахунок величини теплової енергії ППС на вході в апарат

Середня густина ППС $\rho_{pvs_zak} := \rho_{pvs}(T_{sr}, C_{szak}) = 1.734 \frac{kg}{m^3}$

Масова витрата повітря $G_v := \rho_{voz}(T_{sr}) \cdot Q_{zak} \cdot (1 - C_{szak}) = 295.454 \frac{kg}{hr}$

Масова витрата бензинових парів $G_{par} := \rho_{par}(T_{sr}, V_{pzak}, V_{zhzak}) \cdot Q_{zak} = 398.15 \frac{kg}{hr}$

Масова витрата ППС $G_{sm} := Q_{zak} \cdot \rho_{pvs_zak} = 693.604 \frac{kg}{hr}$ $G_{par} + G_v = 693.604 \frac{kg}{hr}$

Теплова енергія $N_1 := G_v \cdot c_{pvoz}(T_{sr}) \cdot (T_{sr} - 273K) + G_{par} \cdot [r_{par}(T_{sr}) + C_{pcond}(T_{sr}) \cdot (T_{sr} - 273K)] = 40237.53 \text{ W}$

Розрахунок величини теплової енергії ППС на виході з апарату $i := 0..4$

Температура ППС в кінці апарату $T_{2,i} := (273 + -i \cdot 5)K$ $T_2^T = (-0 \ -5 \ -10 \ -15 \ -20) \cdot ^\circ C$

Концентрація бензинових парів $C_{_ohl,i} := \frac{p_{par}(T_{2,i}, V_{pzak}, V_{zhzak})}{0.1 \text{ MPa}}$ $C_{_ohl}^T = (0.178 \ 0.15 \ 0.126 \ 0.107 \ 0.09)$

Густина ППС $\rho_{pvs_ohl,i} := \rho_{pvs}(T_{2,i}, C_{_ohl,i})$ $\rho_{pvs_ohl}^T = (1.56 \ 1.544 \ 1.535 \ 1.531 \ 1.533) \frac{kg}{m^3}$

Об'ємна витрата ППС $V_{pvs_ohl,i} := \frac{G_{par} - G_{sm}}{\rho_{par}(T_{2,i}, V_{pzak}, V_{zhzak}) - \rho_{pvs_ohl,i}}$ $V_{pvs_ohl}^T = (281.2 \ 267 \ 255 \ 244.6 \ 235.5) \frac{m^3}{hr}$

Масова витрата парів в кінці апарату $G_{par2,i} := V_{pvs_ohl,i} \cdot \rho_{par}(T_{2,i}, V_{pzak}, V_{zhzak})$ $G_{par2}^T = (143.2 \ 116.8 \ 95.9 \ 79.1 \ 65.5) \frac{kg}{hr}$

Масова витрата ППС в кінці апарату $G_{sm2,i} := V_{pvs_ohl,i} \cdot \rho_{pvs}(T_{2,i}, C_{_ohl,i})$ $G_{sm2}^T = (438.6 \ 412.3 \ 391.4 \ 374.6 \ 361) \frac{kg}{hr}$

Маса парів, що сконденсувала ся $\Delta G_1 := G_{par} - G_{par2}$ $\Delta G^T = (255 \ 281.3 \ 302.2 \ 319 \ 332.6) \frac{kg}{hr}$
 $(G_{sm} - G_{sm2})^T = (255 \ 281.3 \ 302.2 \ 319 \ 332.6) \frac{kg}{hr}$

Масова витрата повітря в кінці апарату $G_{v2,i} := V_{pvs_ohl,i} \cdot \rho_{voz}(T_{2,i}) \cdot (1 - C_{_ohl,i})$ $G_{v2}^T = (295.5 \ 295.5 \ 295.5 \ 295.5 \ 295.5) \frac{kg}{hr}$

Рисунок Й.1, Аркуш 4

Теплова енергія ППС в кінці апарату

$$N2_i := Gv2_i \cdot cpvoz(T2_i) \cdot (T2_i - 273K) + Gpar2_i \cdot [rpar(T2_i) + Cpcond(T2_i) \cdot (T2_i - 273K)]$$

$$N2^T = (12050 \ 9111 \ 6742 \ 4801 \ 3185) \text{ W}$$

Теплова енергія, яка відібрана у ППС в апараті

$$Nsum_i := N1 - N2_i \quad Nsum^T = (28.2 \ 31.1 \ 33.5 \ 35.4 \ 37.1) \cdot \text{kW}$$

Розрахунок витрати розсолу

Перепад температури розсолу $\Delta t_{ras} := 3K$ Масова концентрація солі $\zeta := 23.8\%$

Вважаючи, що кінцева температура розсолу дорівнює кінцевій температурі ППС:

початкова температура розсолу $T1_{ras_i} := T2_i - \Delta t_{ras}$ $T1_{ras}^T = (-3 \ -8 \ -13 \ -18 \ -23) \cdot ^\circ C$

Кінцева температура розсолу $T2_{ras_i} := T2_i$ $T2_{ras}^T = (-0 \ -5 \ -10 \ -15 \ -20) \cdot ^\circ C$

Середня температура розсолу $Tsr_{ras_i} := 0.5 \cdot (T1_{ras_i} + T2_{ras_i})$ $Tsr_{ras}^T = (-1.6 \ -6.6 \ -11.6 \ -16.6 \ -21.6) \cdot ^\circ C$

Середня теплоємність розсолу $cp_{sr_{ras_i}} := cp_{ras}(Tsr_{ras_i})$ $cp_{sr_{ras}}^T = (2925 \ 2910 \ 2910 \ 2904 \ 2889) \frac{1}{\text{kg} \cdot K} \cdot J$

Середня густина розсолу $\rho_{ras_{sr_i}} := \rho_{ras}(Tsr_{ras_i})$ $\rho_{ras_{sr}}^T = (1219 \ 1221 \ 1223 \ 1225 \ 1227) \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Масова витрата розсолу $Gras_i := \frac{Nsum_i}{\Delta t_{ras} \cdot cp_{sr_{ras_i}}}$ $Gras^T = (11565 \ 12836 \ 13813 \ 14645 \ 15390) \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$

Об'ємна витрата розсолу $Qras_i := \frac{Gras_i}{\rho_{ras_{sr_i}}}$ $Qras^T = (9.5 \ 10.5 \ 11.3 \ 12 \ 12.5) \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$

Розрахунок необхідної кількості форсунок ежекційного апарату

Перепад тиску на форсунці $Pr := 0.3 \text{ MPa}$ Діаметр сопла форсунки $dc := 4.5 \text{ mm}$

Кут конусності корпусу форсунки $\Theta := 120 \text{ deg}$ $\cos(\Theta) = -0.5$

Кут розкриття факелу $\beta := 60 \text{ d}$

Коефіцієнт витрати форсунки $\mu f := 0.83 \cdot \left(\frac{Pr}{1000 \text{ Pa}} \right)^{-0.06} \cdot \left(0.676 - 24 \cdot \frac{dc}{\text{m}} \right)^{0.13}$

Масова витрата через одну форсунку $Gf_i := dc^2 \cdot \frac{\pi}{4} \cdot \mu f \cdot \sqrt{2 \cdot Pr \cdot \rho_{ras_{sr_i}}}$ $Gf^T = (847.9 \ 848.6 \ 849.3 \ 850 \ 850.7) \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$

Об'ємна витрата через одну форсунку $Qf_i := Gf_i \cdot \frac{1}{\rho_{ras_{sr_i}}}$ $Qf^T = (0.696 \ 0.695 \ 0.695 \ 0.694 \ 0.694) \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$

Необхідна кількість форсунок $nf_i := Qras_i \cdot \frac{1}{Qf_i}$ $nf^T = (14 \ 15 \ 16 \ 17 \ 18)$

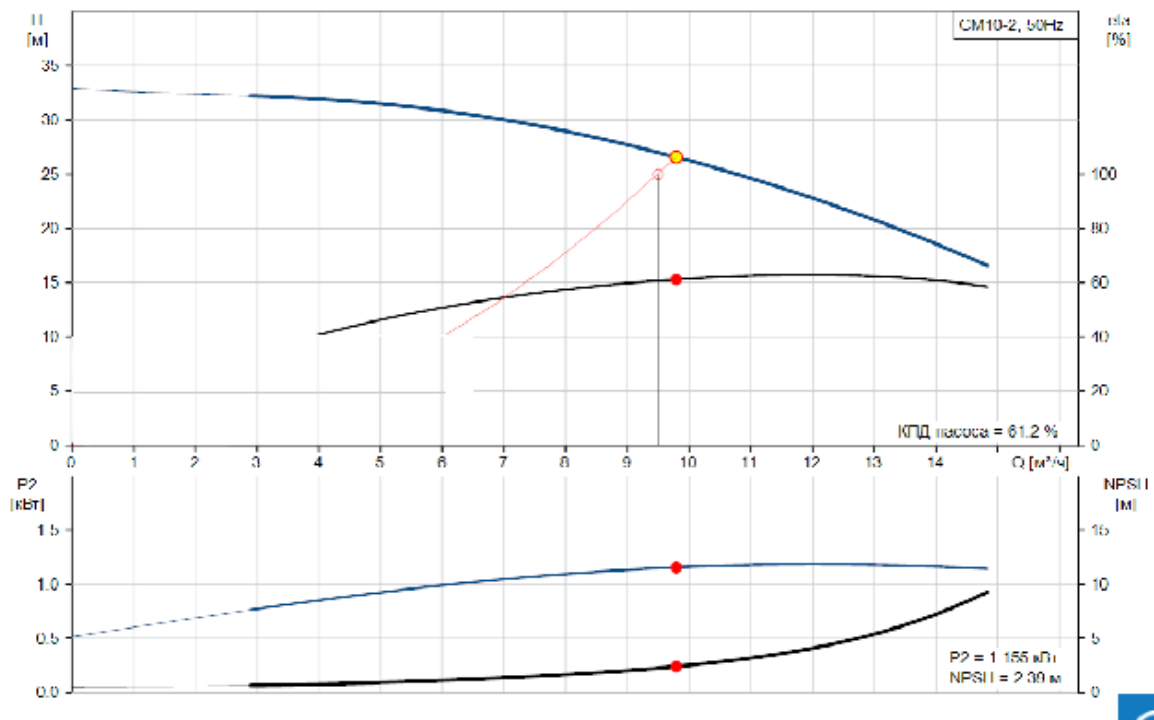
Підбір розсольного насосу

Припускаючи, що основні втрати напору приходять на форсунку, виконаємо підбір розсольного насосу та визначимо його споживну потужність

Марка насосу для першого режиму роботи конденсаційної УЛФ $Type_0 := \text{"CM10-2"}$

Споживна потужність розсольного насосу для першого режиму роботи конденсаційної системи УЛФ $Nnas_0 := 1.155 \text{ kW}$

Рисунок Й.1, Аркуш 5



Тип насосу для всіх режимів $Type = (Type_0 \text{ "CM10-2" "CM10-3" "CM10-3" "CM10-3"})$

Споживна потужність насосу для кожного режиму $N_{nas}^T = (1.2 \ 1.2 \ 2.1 \ 2 \ 2) \cdot kW$

Підбір холодильної машини

Для першого варіанту роботи конденсаційної системи УЛФ з ежекційним пристроєм необхідна холодопродуктивність холодильної машини складає: $N_{sum_0} = 28188 \text{ W}$

Вибираємо для першого режиму холодильну машину фірми Danfos марки $XM_0 := \text{"OP-MSXM099MLW09E"}$

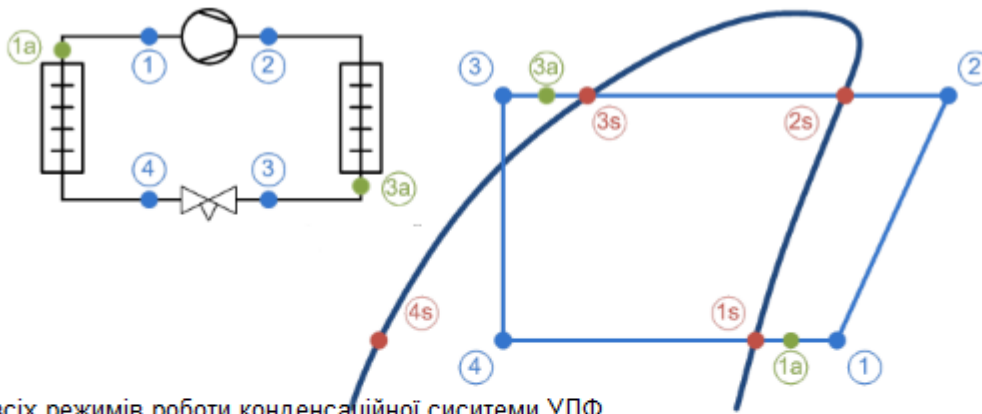
Холодопродуктивність однієї холодильної машини $Q_{XM_0} := 14kW$ Необхідна кількість XM $n_{XM} := 2$

Споживна потужність однієї холодильної машини $N_{XM_0} := 4.0kW$

Цикл холодильної машини представлений на рисунку нижче

Точка	Опис	Температура [°C]	Тиск [bar]	Густина [kg/m ³]	Ентальпія [kJ/kg]	Ентропія [kJ/(kg·K)]
1	Всмоктування компресора	-1	4,603	20,03	397,9	1,742
2	Нагнітання компресора (приблизно)	61,1	15,45	59,45	439,8	1,782
2s	Точка роси при конденсації	37,4	15,45	70,7	411,5	1,694
3s	Температура початку конденсації	32,6	15,45	1058	248,4	1,16
3a	Вихід конденсатора	30,6	15,45	1068	245,2	1,15
3	Включаючи додаткове переохолодження	30,6	15,45	1068	245,2	1,15
4	Після розширювального клапану	-7,1	4,603	70,52	245,2	1,171
4s	Точка початку кипіння	-8,7	4,603	1228	187,9	0,9571
1s	Точка роси при кипінні	-3	4,603	20,26	396,1	1,735
1a	Вихід із випарника	-1	4,603	20,03	397,9	1,742

Рисунок Й.1, Аркуш 6



Для всіх режимів роботи конденсаційної системи УЛФ

Тип холодильної машини	Холодопродуктивність в одній ХМ	Споживна потужність однієї ХМ	Необхідна кількість ХМ
$XM = \begin{pmatrix} "OP-MSXM099MLW09E" \\ "OP-MPXM125MLP00E" \\ "OP-MGZD215MTA02E" \\ "OP-MGZD271MTA02E" \\ "OP-LCHC271NTA02E" \end{pmatrix}$	$QXM = \begin{pmatrix} 14 \\ 15.6 \\ 16.8 \\ 17.7 \\ 12.7 \end{pmatrix} \cdot \text{kW}$	$NXM = \begin{pmatrix} 4 \\ 4.7 \\ 7.9 \\ 10 \\ 8.6 \end{pmatrix} \cdot \text{kW}$	$nXM = \begin{pmatrix} 2 \\ 2 \\ 2 \\ 2 \\ 3 \end{pmatrix}$

Розрахунок вартості спожитої електроенергії

Тривалість закачування $\tau_{zak} := \frac{Fn \cdot (H2 - H1)}{Q_{zak}} = 7639 \cdot \text{s}$

Тариф на електроенергію $Tar_{el} := 1.5 \cdot \frac{\text{¤}}{\text{kW} \cdot \text{hr}}$

Затрачена електроенергія за час закачування

$$Q_{el_i} := (NXM_i \cdot nXM_i + N_{nas_i}) \cdot \tau_{zak} \quad (Q_{el}^T) = (19.4 \ 22.4 \ 37.9 \ 46.8 \ 59.1) \cdot \text{kW} \cdot \text{hr}$$

Грошові витрати на електроенергію

$$D_{el_i} := Q_{el_i} \cdot Tar_{el} \quad D_{el}^T = (29.1 \ 33.6 \ 56.8 \ 70.2 \ 88.6) \text{ ¤}$$

Розрахунок вартості вловленого бензину

Густина бензину $\rho_b := 750 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Вартість літра бензину $Tar_L := 29 \frac{\text{¤}}{\text{L}}$

Вартість кілограма бензину $Tar_{kg} := \frac{Tar_L}{\rho_b} = 38.667 \frac{\text{¤}}{\text{kg}}$

Масова витрата сконденсованих парів

$$\Delta G^T = (255 \ 281.3 \ 302.2 \ 319 \ 332.6) \cdot \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Ефективність вловлювання (об'ємна)

$$\eta = \begin{pmatrix} 0.527 \\ 0.601 \\ 0.663 \\ 0.716 \\ 0.76 \end{pmatrix}$$

Кількість вловленого бензину $G_{b_i} := \Delta G_i \cdot \tau_{zak} \quad G_b^T = (541.1 \ 597 \ 641.3 \ 677 \ 705.8) \text{ kg}$

Вартість вловленого нафтопродукту $D_{b_i} := G_{b_i} \cdot Tar_{kg} \quad D_b^T = (20923 \ 23083 \ 24798 \ 26175 \ 27291) \text{ ¤}$

Рисунок Й.1, Аркуш 7

Додаток К

ПОГОДЖЕНО

Проректор з наукової
роботи ОНАХТ

Н. Н. Поварова

11 грудня 2017 р.

ЗАТВЕРДЖУЮ



Голова керівника

Дубчак С.В.

11 грудня 2017 р.

АКТ

впровадження результатів дисертаційної роботи Бузовського Віталія Петровича
«Розробка ефективного конденсаційного методу вловлювання парів легких
фракцій нафтопродуктів з використанням ежекційного пристрою»
яка подана на здобуття наукового ступеня кандидата технічних наук
за спеціальністю 05.15.13 – Трубопровідний транспорт, нафтогазосховища

Ми, що підписалися нижче, директор Дубчак С.В. від підприємства, науковий керівник роботи к.т.н., доцент Одеської національної академії харчових технологій Кологривов М.М., аспірант ОНАХТ Бузовський В.П. склали даний акт в тому, що розроблені в ОНАХТ в рамках дисертаційної роботи Бузовського В.П. рекомендації, алгоритми і програми розрахунку ежекційного пристрою для вловлювання парів нафтопродуктів, що відходять з резервуарів при їх експлуатації передані для подальшого впровадження на АЗС ТОВ «ІКС ОІЛ».

Економічна доцільність по терміну окупності впровадження розробленого способу та системи вловлювання парів на нашому підприємстві в умовах роботи АЗС з середнім річним вантажообігом по бензину складає не більше 5 років з урахуванням ставки дисконтування.

Від ОНАХТ

 М.М. Кологривов

 В.П. Бузовський

Від підприємства



Дубчак С.В.