



UDC 66.011

MODELING OF THE ADSORPTIVE WATER REMOVAL FROM DICHLOROMETHANE USING THE ASPEN ADSORPTION PROGRAM: DESORPTION STAGE

Michael A. Podzharsky

*Oles Honchar Dnipro National University, 72, Gagarin Ave., Dnipro 49010, Ukraine**Received 12 May 2023; accepted 30 May 2023; available online 25 July 2023*

Abstract

The purpose of this study is to investigate the water desorption stage in the technological process of dichloromethane dehydration and to provide recommendations on the choice of a desorption agent and optimal conditions for its use. The author performed computer modeling in the Aspen Adsorption program, which provided data for comparing the efficiency of using nitrogen and dichloromethane vapor as desorbing agents. The study showed that the use of dichloromethane vapor is characterized by significantly higher energy consumption than the use of nitrogen. This is primarily due to the large amount of energy required to vaporize dichloromethane before it is introduced into the column. In addition, the endothermic nature of the process causes the dichloromethane vapor to condense and form a liquid layer in the column, which increases the desorption time. Therefore, from a technological point of view, nitrogen is a more acceptable desorbing agent than dichloromethane, and desorption should be carried out at temperatures not lower than 80 °C.

Keywords: solvent technology, dehydration process, adsorption; dichloromethane; zeolites; process modeling of chemical technology; Aspen Adsorption; design of processes and apparatus for chemical production.

МОДЕЛЮВАННЯ АДСОРБЦІЙНОГО ВИДАЛЕННЯ ВОДИ З ДИХЛОРМЕТАНУ З ВИКОРИСТАННЯМ ПРОГРАМИ ASPEN ADSORPTION: СТАДІЯ ДЕСОРБЦІЇ

Михайло А. Поджарський

Дніпровський національний університет імені Олеся Гончара, просп. Гагаріна, 72, Дніпро, 49010, Україна

Анотація

За допомогою програми Aspen Adsorption проведено комп'ютерне моделювання стадії десорбції води технологічного процесу зневоднення дихлорметану. Моделювання дозволило отримати дані для порівняння ефективності використання азоту та парів дихлорметану як десорбуючих агентів. Дослідження показало, що використання парів дихлорметану супроводжується значно вищими енерговитратами, ніж у випадку азоту, в першу чергу через велику енергію, необхідну для випаровування дихлорметану перед його подачею в колону. Крім того, ендотермічний характер процесу призводить до того, що пари дихлорметану, конденсуючись, утворюють в колоні рідкий шар, що збільшує час десорбції. Тому з технологічної точки зору азот є більш прийнятним десорбуючим агентом, ніж пари дихлорметану, а десорбцію слід проводити за значень температури не нижче 80 °C.

Ключові слова: технологія розчинників; процес зневоднення; адсорбція; дихлорметан; цеоліти; моделювання процесів хімічної технології; Aspen Adsorption; проектування процесів і апаратів хімічних виробництв.

*Corresponding author: e-mail address: podzharsky@ua.fm

© 2023 Oles Honchar Dnipro National University;

doi: 10.15421/jchemtech.v31i2.279050

Вступ

Сучасні комп'ютерні засоби надають широкі можливості для моделювання більшості процесів хімічної технології, проектування як окремих процесів і апаратів, так і цілих виробництв [1–4]. Це стосується також технології адсорбційного зневоднення органічних розчинників [5–9]. У статті [10] описана запропонована автором методика розрахунку адсорбера з нерухожим шаром зернистого адсорбенту для видалення води з дихлорметану, яка заснована на моделюванні процесу у програмі Aspen Adsorption [11; 12]. Створена і досліджена комп'ютерна модель адсорбційної колони, заповненої цеолітом, в якій відбувається перша стадія технологічного процесу – адсорбція води, показане застосування розробленої моделі для проектування промислових адсорберів. Дана стаття є продовженням тієї роботи. В ній розглядається наступна стадія технологічного процесу – десорбція адсорбованої на цеоліті води.

Як показують дослідження [13–15], десорбція – не менш складний процес, ніж адсорбція, і його організація потребує відповідального підходу. Необхідно створювати умови, протилежні умовам адсорбції: підвищувати температуру сорбенту і/або знижувати парціальний тиск сорбату в газовій фазі. Останнє можна зробити створенням вакууму або пропусканням через сорбент потоку інертного газу.

На практиці сорбент продувають гарячим десорбційним агентом, яким може бути газ або пара, що з ним не взаємодіє [16–19]. Десорбційний агент одночасно надає необхідну теплоту і розбавляє газове середовище, знижуючи парціальний тиск сорбату. Для додаткового нагріву і зменшення втрат тепла із шару сорбенту доцільно обладнати адсорбер теплообмінною сорочкою, в яку подавати гарячий теплоносіє.

Наразі пропонуються також інші способи створення необхідних для десорбції умов, наприклад, проводити цей процес під дією мікрохвильового випромінювання [20–21].

В процесі організації десорбції, як, власне, і адсорбції, слід урахувати вплив теплового ефекту. В деяких випадках він настільки великий, що навіть може бути використаний для створення термохімічних накопичувачів енергії [22]. В адсорбційній колоні він може обумовлювати значні температурні градієнти,

які суттєво впливатимуть на хід технологічного процесу.

Зазвичай роль десорбуючого агенту виконує повітря, водяна пара або інертний газ, частіше – азот [23–25], який є доступним і дешевим. У деяких випадках, щоб не залучати у виробництво додатковий розхідний матеріал, десорбцію проводять парою того ж розчинника, який зневоднюють. Так, для зневоднення дихлорметану десорбцію пропонують проводити парою того ж дихлорметану [5; 23]. Однак виникають деякі сумніви щодо ефективності такої альтернативи інертному газу, бо в цьому випадку є необхідність витратити досить велику кількість енергії на перетворення рідкого дихлорметану на пару, яка до того ж здатна конденсуватися в адсорбері прямо під час технологічного процесу.

Проектуючи стадію десорбції, як і складову будь-якого хіміко-технологічного процесу, ставлять за мету забезпечити її малу тривалість за мінімально можливих матеріальних та енергетичних витрат. Досягти цього можна, зокрема, шляхом правильного вибору десорбуючого агенту.

Мета цієї роботи – за допомогою раніше розробленої методики [10] шляхом проведення комп'ютерних експериментів з використанням програми Aspen Adsorption дослідити технологічну стадію десорбції води та надати рекомендації щодо вибору десорбуючого агенту й оптимальних умов його застосування.

Задачі роботи: провести серію комп'ютерних експериментів по десорбції води з поверхні цеоліту 3A за допомогою азоту і пари дихлорметану, шляхом порівняння результатів визначити переваги та недоліки використання цих речовин.

Методика дослідження

Використана програма Aspen Adsorption V10 програмного пакета aspenONE. В експериментах застосована найпростіша схема газової адсорбції у динамічному режимі на основі одношарового адсорбера. Об'єкт моделювання – колона з боросилікатного скла з товщиною стінки 3 мм, що заповнена цеолітом 3A. Колона має теплообмінну сорочку, через яку прокачується гаряча вода. Початковий вміст води в цеоліті відповідає його насиченню в експериментах з рідинної адсорбції, описаних в статті [10]. Базові параметри моделі, вихідні дані та методика розрахунків наведені там же. Відмінність

полягає у величинах фізичних властивостей десорбуючих агентів, які визначалися з урахуванням температури.

Були зроблені припущення, що ізотерми адсорбції та десорбції води збігаються, кінетика десорбції води з цеоліту в середовищах дихлорметану та азоту однакова, обидва десорбційні агенти ніяк не взаємодіють з цеолітом.

Прийнято, що перед початком експерименту колона заповнена десорбуючим агентом, а теплообмінна сорочка – водою. Температура в колоні та сорочці дорівнює початковій температурі, з якою десорбуючий агент надходить в колону під час десорбції. З початком експерименту вмикається потік десорбуючого агента з заданою об'ємною витратою. Витрата гарячої води, яку подавали в теплообмінну сорочку, підбиралася мінімально необхідною для того, щоб температура газової фази в колоні не падала

нижче 40 °С, оскільки це температура конденсації дихлорметану.

Протягом експерименту контролювали температуру у колонні та концентрацію водяної пари у газовій фазі на виході з неї (дані отримували з вкладки програми V1.Layer(1).Results Table). Кінцем стадії десорбції вважали момент часу, коли похідна зміни концентрації водяної пари на виході з колони досягала значення мінус 0.002 моль/с².

По закінченню експерименту розраховували:

– кількість десорбуючого агента, витраченого за час десорбції:

$$m_{d.a.} = F_{d.a.} M \tau_{desorb.} 3600, \text{ кг};$$

– кількість обігрівальної води, витраченої за час десорбції:

$$m_w = F_w \tau_{desorb.} 3600, \text{ кг};$$

– теплота, витрачена на нагрів десорбуючого агента до початкової температури перед подачею в колону:

$$\begin{aligned} \text{дихлорметану } Q_{d.a.} &= F_{d.a.} M [r_{CH_2Cl_2} + C_{CH_2Cl_2} (t_{desorb.} - t_{env.})] \tau_{desorb.} 3600, \text{ кДж}; \\ \text{азоту } Q_{d.a.} &= F_{d.a.} M C_{N_2} (t_{desorb.} - t_{env.}) \tau_{desorb.} 3600, \text{ кДж}; \end{aligned}$$

– теплота, витрачена на нагрів обігрівальної води:

$$Q_w = F_w C_{H_2O} (t_{desorb.} - t_{env.}) \tau_{desorb.} 3600, \text{ кДж}$$

– енергія, витрачена на прокачування десорбуючого агента через колону:

$$W_{d.a.} = \frac{m_{d.a.} 22.4 (273.15 + t_{desorb.})}{M 273.15} \Delta p;$$

– сумарні енерговитрати:

$$E_{desorb.} = Q_{d.a.} + Q_w + W_{d.a.}, \text{ кДж};$$

де $F_{d.a.}$ – потік десорбуючого агента, кмоль/с; M – молярна маса десорбуючого агента, кг/кмоль; $\tau_{desorb.}$ – тривалість десорбції, год; F_w – потік обігрівальної води, кг/с; $r_{CH_2Cl_2}$ – теплота пароутворення дихлорметану, кДж/кг; $C_{CH_2Cl_2}$, C_{N_2} і C_{H_2O} – масові теплоємності дихлорметану, азоту і води, кДж/(кг К); $t_{desorb.}$ – початкова температура десорбуючого агента, °С; $t_{env.} = 22$ °С – температура оточуючого середовища; Δp – падіння тиску на колонні (дані з вкладки програми V1.Layer(1).Results Table), кПа.

Проводилися комп'ютерні експерименти зі колонами висотою 0.8 м, діаметром 0.031, 0.05, 0.1, 0.2, 0.5 м і щільністю потоку десорбуючого агента 0.0074, 0.0148, 0.0297, 0.0593, 0.1186 кмоль/с на 1 м² перетину колони (відповідно 0.625, 1.25, 2.5, 5.0, 10.0 кг/с дихлорметану на 1 м² перетину колони).

Всього проведено 125 експериментів з дихлорметаном і 125 – з азотом.

Результати та їх обговорення

Тепловий ефект адсорбції визначає кількість теплоти, яка виділяється в ході адсорбції води на цеоліті, і еквівалентну їй кількість теплоти, що поглинається під час десорбції. Як було встановлено раніше [10], виділення теплоти під час адсорбції приводить до утворення в колоні «гарячої точки», яка рухається разом з працюючим шаром. Проведені експерименти показали, що, подібно до цього, під час десорбції води внаслідок поглинання теплоти в колоні теж утворюється «холодна точка», яка рухається з працюючим шаром. Як це відбувається, видно на рис. 1. Зниження температури газової фази починається з початком руху десорбуючого агента через колону. «Глибина падіння» визначається величиною теплового ефекту адсорбції та умовами теплообміну між вмістом колони та обігрівальною водою в теплообмінній сорочці, зокрема витратою цієї води та втратами теплоти з сорочки в оточуюче середовище.

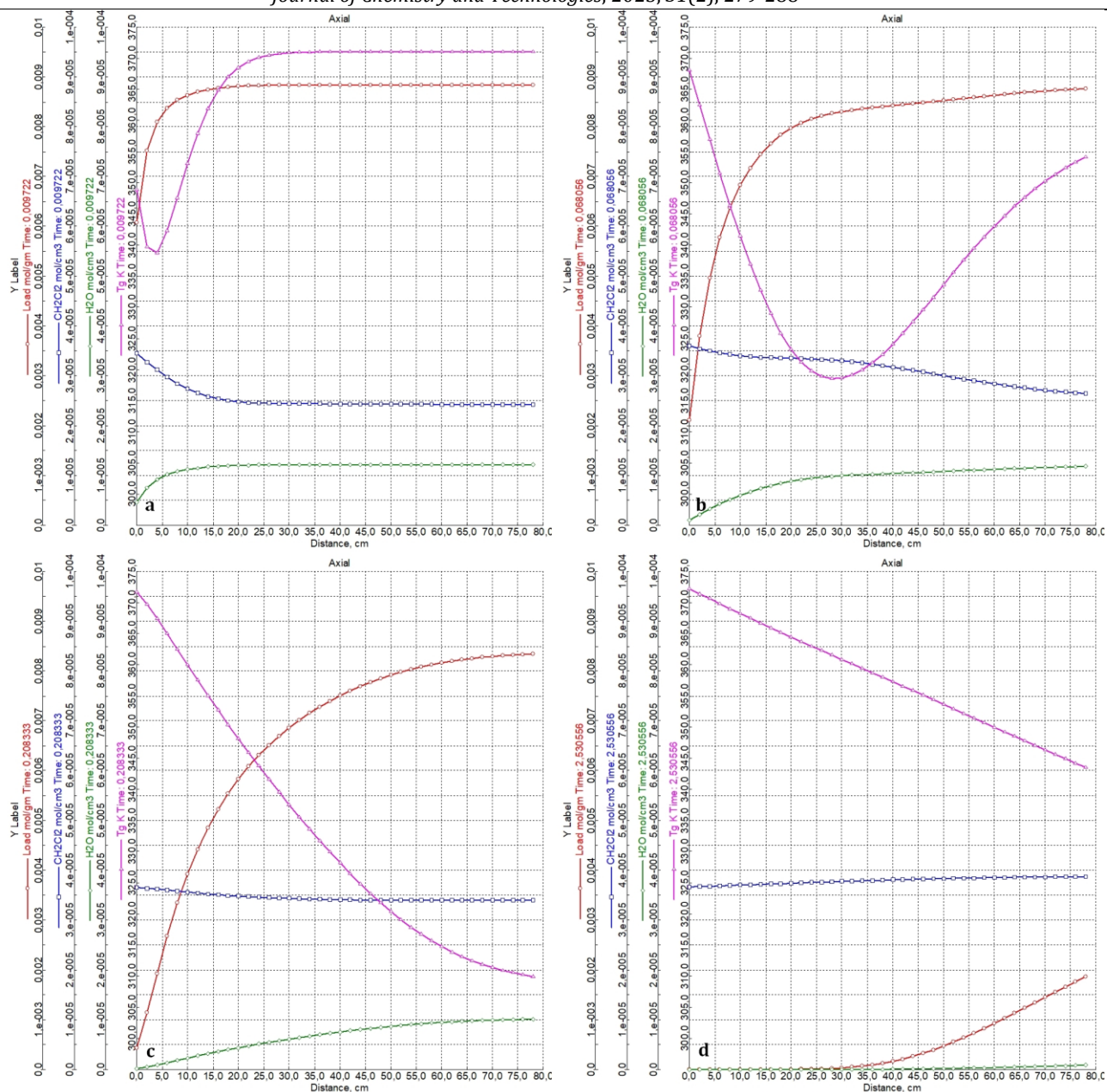


Fig. 1. The dynamics of dichloromethane and water concentration in the gas phase, water content in zeolite, and temperature along the axis of a 31 mm diameter column. DCM vapor flow rate of $5.59 \cdot 10^{-6}$ kmol/s, initial temperature is 100 °C. Desorption time: a - 35 s; b - 3.6 min; c - 12.5 min; d - 2.5 hr

Рис. 1. Динаміка концентрації дихлорметана і води в газовій фазі, вмісту води в цеоліті, температури по осі колони діаметром 31 мм. Витрата пари ДХМ $5.59 \cdot 10^{-6}$ кмоль/с, початкова температура 100 °C. Час десорбції: а - 35 с; б - 3.6 хв; с - 12.5 хв; д - 2.5 год

Перед фронтом працюючого шару, де десорбція ще не почалася, вміст води у цеоліті та рівноважна йому кількість водяної пари у газовій фазі великі. Після проходження працюючого шару вони знижуються до незначних величин.

У процесі руху працюючого шару по колоні температура «холодної точки» знижується, що обумовлено швидшим витрачанням енергії на видобуток водного сорбату з поверхні сорбенту у газову фазу, ніж доставка теплоти від обігрівальної води через стінку колони та масу цеоліту. Ця температура приймає мінімальне значення, коли «холодна точка»

досягає виходу з колони. За працюючим шаром, де десорбція припиняється, тепловий баланс зміщується в бік доставки теплоти із теплообмінної сорочки, тому температура підвищується. Після десорбування всієї води температурний профіль визначається втратами теплоти в оточуюче середовище.

Витрата обігрівальної води у всіх експериментах підбиралася так, щоб температура газової фази не падала нижче 40 °C біля виходу з колони – там, де температура «холодної точки» зазвичай найнижча. В частині експериментів

спостерігалось короткочасне падіння температури нижче 40 °C на вході в колону та у її першій половині (рис. 2). Там швидкість десорбції та, відповідно, поглинання теплоти настільки великі, що в даних умовах експерименту кількості теплоти від

обігрівальної води недостатньо, щоб вберегти від переохолодження області, близької до осі колони. Повз невеликий час – кілька хвилин – температура все ж підіймалася і далі все відбувалося, як в дослідах, де цей ефект не спостерігався.

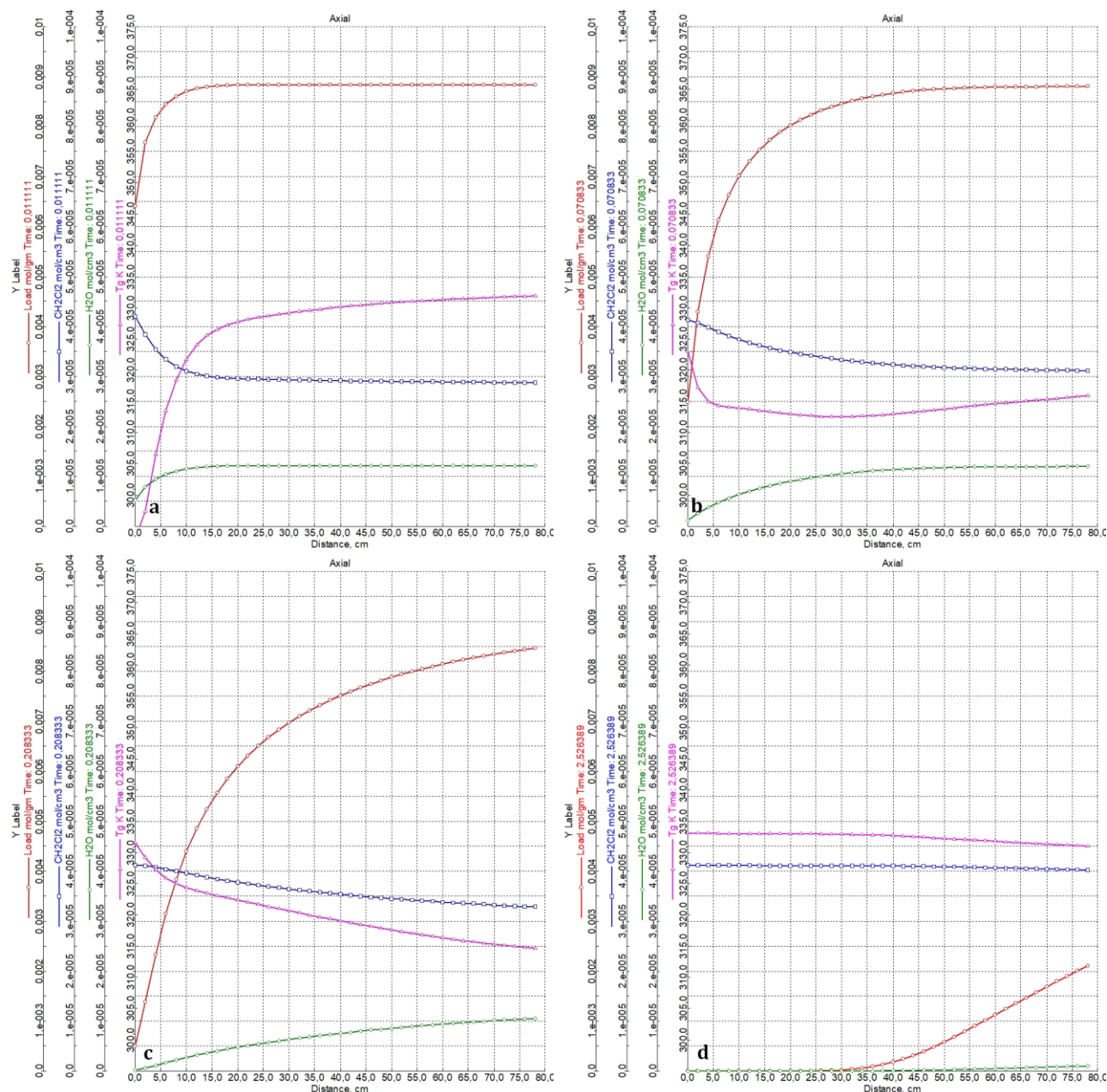


Fig. 2. The dynamics of dichloromethane and water concentration in the gas phase, water content in zeolite, and temperature along the axis of a 500 mm diameter column. DCM vapor flow rate of $1.45 \cdot 10^{-3}$ kmol/s, initial temperature is 60 °C. Desorption time: a – 40 s; b – 4,25.6 min; c – 12.5 min; d – 2.5 hr

Рис. 2. Динаміка концентрації дихлорметану і води в газовій фазі, вмісту води в цеоліті, температури по осі колони діаметром 500 мм. Витрата пари ДХМ $1.45 \cdot 10^{-3}$ кмоль/с, початкова температура 60 °C. Час десорбції: a – 40 с; b – 4.25 хв; c – 12.5 хв; d – 2.5 год

Позбутися цього ефекту в поставлених умовах не вдається навіть за високої початкової температури десорбуючого агента, оскільки теплообмін у даній ділянці лімітується повільним транспортом теплоти від обігрівальної води через вміст колони.

На рис. 3 показано, в яких експериментах спостерігалось короткочасне падіння температури, а саме: за низьких початкових температур десорбуючого агента й обігрівальної води та, особливо, за великого діаметру колони. Відбувалося також суттєве збільшення витрати обігрівальної води,

особливо за низьких температур десорбції. За щільності потоку десорбуючого агента 0.1186 кмоль/(м²·с), діаметрі колони 0.5 м і температурах 60 і 70 °С розрахункова витрата

води становила десятки-сотні кг/с, що явно перевищує розумні межі. Вважаємо, що проводити десорбцію за цих значень температури недоцільно.

$T_{in}, ^\circ C$	60	70	80	90	100
$F, kmol/(m^2 s)$	0,0074				
$D_{b,m}$	0,031				
	0,05				
	0,1				
	0,2				
	0,5				
$F, kmol/(m^2 s)$	0,0148				
$D_{b,m}$	0,031				
	0,05				
	0,1				
	0,2				
	0,5				
$F, kmol/(m^2 s)$	0,0297				
$D_{b,m}$	0,031				
	0,05				
	0,1				
	0,2				
	0,5				
$F, kmol/(m^2 s)$	0,0593				
$D_{b,m}$	0,031				
	0,05				
	0,1				
	0,2				
	0,5				
$F, kmol/(m^2 s)$	0,1186				
$D_{b,m}$	0,031				
	0,05				
	0,1				
	0,2				
	0,5				
	Above 40 °C				
	Lower 40 °C				

Fig. 3. Experiments in which the gas phase temperature dropped below 40 °C
Рис. 3. Досліди, в яких температура газової фази опускалася нижче 40 °C

Зниження температури при використанні азоту не повинно становити суттєвих проблем для проведення технологічного процесу. Але зниження температури дихлорметану приводить до його конденсації. В колонні утворюватиметься шар рідини, що суттєво змінить гідродинамічну картину і, відповідно, вплине на тепло- і масообмін.

Проводилися експерименти, в яких гаряча вода в теплообмінну сорочку не подавалася. Падіння температури газової фази в них спостерігалось по всій колоні, а подальший нагрів до 40 °C і вище тривав довго – більшу частину часу десорбції. Тобто більшу частину часу цеоліт мусить бути залитий рідиною. Власне, це й відбувалося в ході лабораторних дослідів, описаних в статті [5]. Там через охолодження дихлорметану відбувалася його

конденсація, конденсат заливав всю колону, після чого повільно випаровувався. У підсумку це приводило до збільшення тривалості десорбції майже вдвічі [5, рис. 13]. У лабораторії в процесі роботи з колонами малого діаметра конденсація дихлорметану лише дещо ускладнює проведення дослідів. Наслідки цього ефекту у великих промислових адсорберах можуть бути значними.

Порівняння результатів експериментів з дихлорметаном і азотом наведені на рисунках 4–9.

Як видно з рисунку 4, тривалість десорбції з використанням азоту дещо менша, ніж з дихлорметаном. Різниця невелика – від 1.85–2.33 % за щільності потоку десорбуючого агента 0.0074 кмоль/с·м² до 4.70–5.33 % за 0.1186 кмоль/с·м².

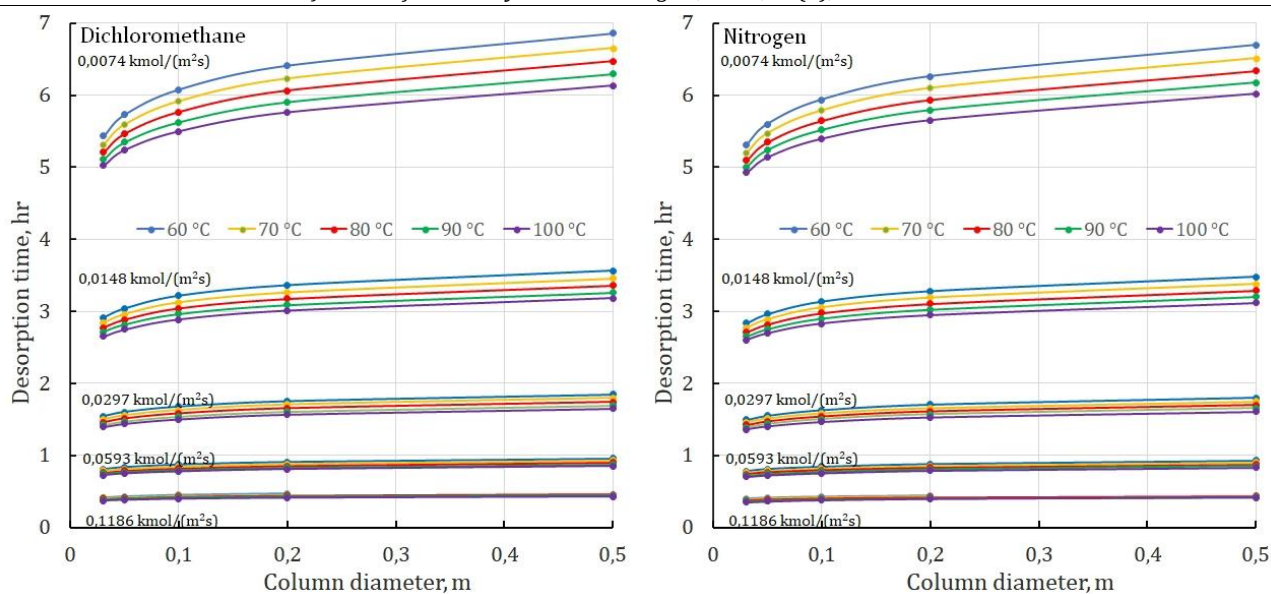


Fig. 4. Duration of desorption
Рис. 4. Тривалість десорбції

За однакової мольної (об'ємної) часовій витраті загальна масова витрата азоту за час десорбції менша за витрату пари дихлорметану (рис. 5) в 3.10–3.18 рази,

головним чином через меншу молекулярну масу і, частково, внаслідок трохи меншої тривалості процесу.

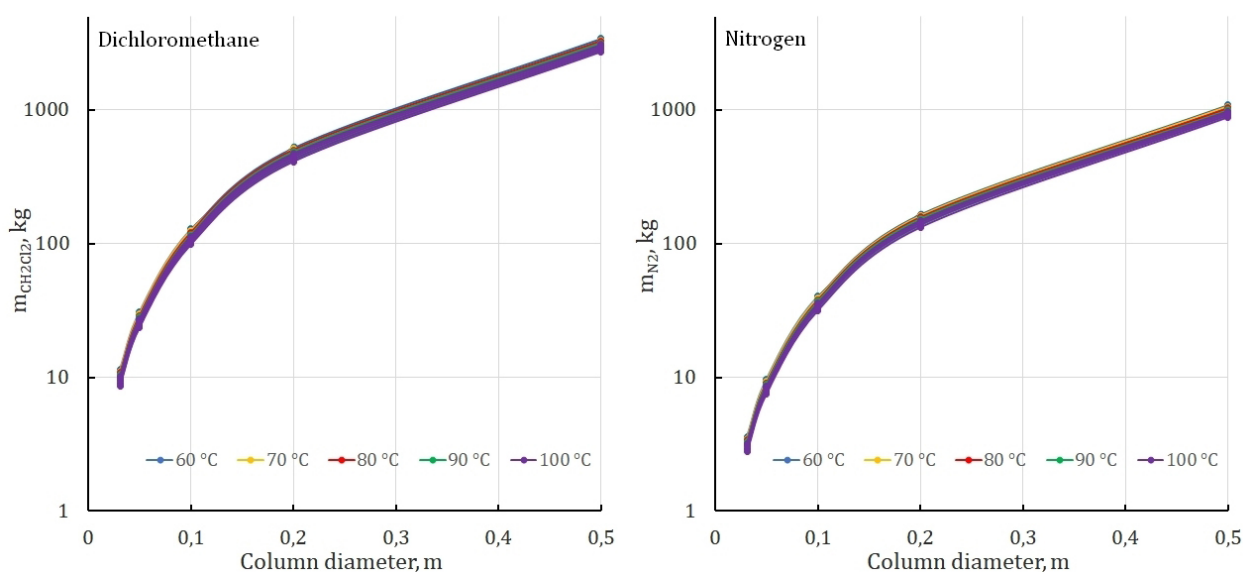


Fig. 5. Amount of dichloromethane vapor and nitrogen consumed during desorption
Рис. 5. Кількість парів дихлорметану та азоту, витрачена за час десорбції

Загальна кількість витраченої обігрівальної води в експериментах з азотом на 1.2–20 % перевищує таку кількість у випадку дихлорметану (рис. 6). Причина – різні теплофізичні властивості цих речовин, які обумовлюють перенос теплоти. Так, величини коефіцієнта тепловіддачі від стінки колони до азоту менший, ніж до дихлорметану, що обумовлює більшу кількість теплоти, яку необхідно витратити для його нагріву і, отже, більшу кількість обігрівальної води.

Загальні енерговитрати за час десорбції в експериментах з дихлорметаном значно, від

1.5 до 2.5 рази, більші (рис. 7), ніж з азотом. Як видно з рис. 8, перевищення відбувається, головним чином, внаслідок нагріву дихлорметану, який треба ще й перетворити на пару перед подачею у колону. Трохи компенсує це перевищення більша кількість тепла на нагрів обігрівальної води, якої в експериментах з азотом було більше, і гідравлічні втрати через те, що в'язкість азоту у 38 разів більша за в'язкість пари дихлорметану.

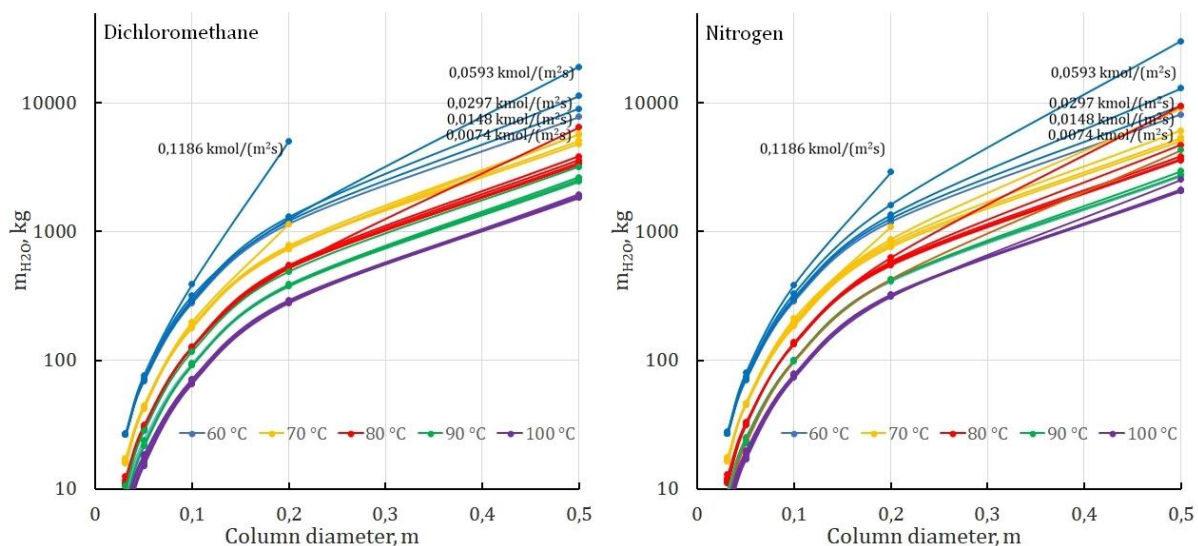


Fig. 6. Amount of hot water fed into the column jacket during desorption
Рис. 6. Кількість гарячої води, поданої в сорочку колони за час десорбції

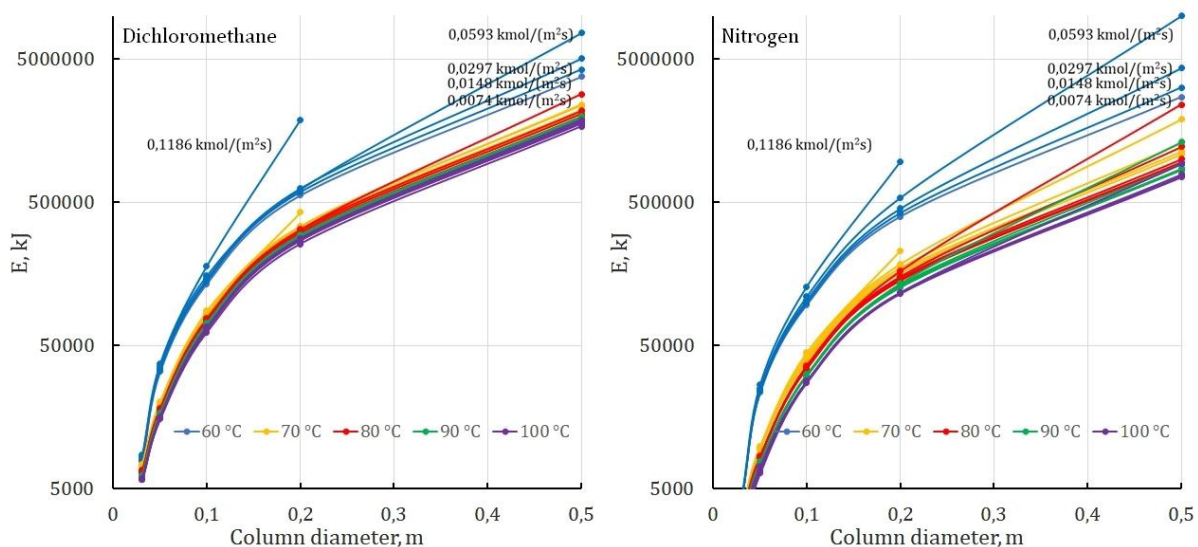


Fig. 7. Total energy consumption during desorption
Рис. 7. Загальні енерговитрати за час десорбції

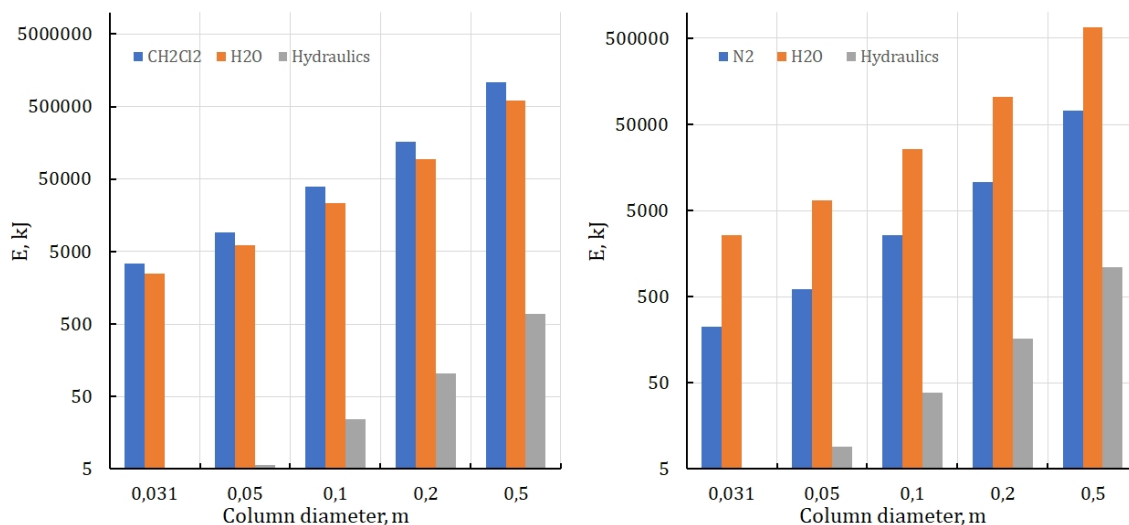


Fig. 8. Components of energy consumption during desorption: initial temperature of the desorbing agent is 100 °C, flow density is 0.0074 kmol/(s·m²)

Рис. 8. Складові енерговитрати під час десорбції: початкова температура десорбуючого агента 100 °C, щільність потоку 0.0074 кмоль/(с·м²)

На рис. 9 показано перевищення енерговитрат за використання у якості десорбуючого агента дихлорметану порівняно з азотом у розрахунку на 1 кг десорбованої води. Воно суттєве у випадках невеликих значень мольної витрати десорбуючого агента і малих діаметрах колони. У разі збільшення цих показників різниця в енерговитратах зменшується. З цього випливає, що для лабораторних і пілотних адсорбційних

установок з невеликими колонами використання азоту має значні переваги с точки зору економії енергії. Для великих промислових адсорберів ці переваги трохи менші, а за низьких температур десорбції їх взагалі нема. Але не слід забувати, що за температур 60, 70 °C колона буде залита рідиною, що збільшить тривалість десорбції, і це само по собі є значним недоліком.

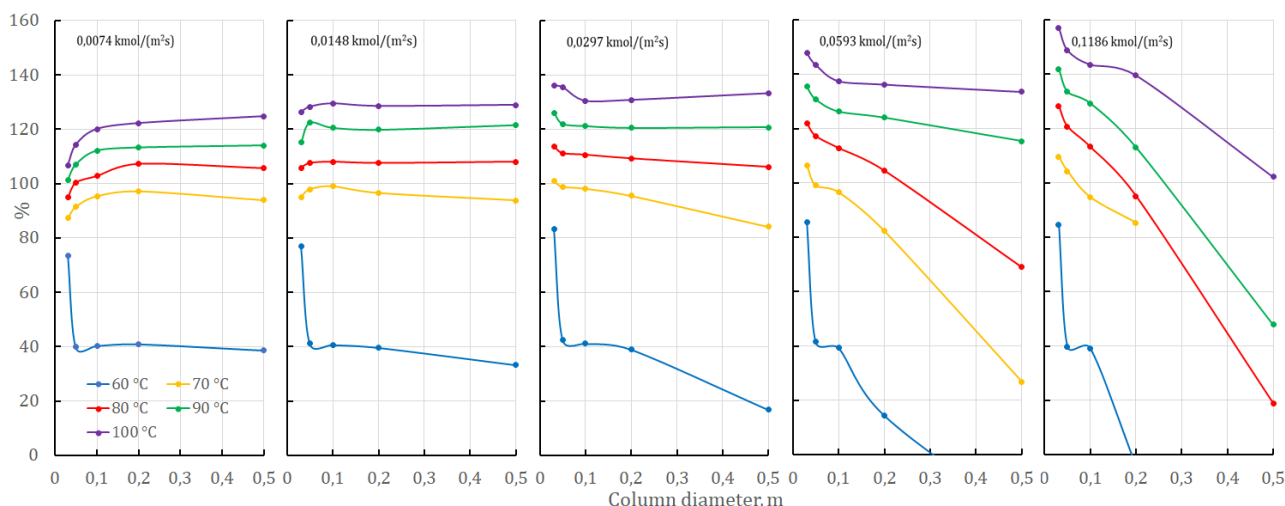


Fig. 9. Increase in energy consumption when using dichloromethane per 1 kg of desorbed water
Рис. 9. Перевищення енерговитрат за використання дихлорметану в розрахунку на 1 кг десорбованої води

Висновки

Комп'ютерне моделювання процесу десорбції води з цеоліту 3А з застосуванням у якості десорбуючих агентів парів дихлорметану та азоту за температур від 60 до 100 °C в колоні з теплообмінною сорочкою дозволило встановити наступне.

Під час десорбції води утворюється «холодна точка» – локальне зниження температури, – яка рухається по колоні разом з працюючим шаром. Її температура знижується внаслідок швидшого витрачання енергії на видобуток води з цеоліту, ніж доставки теплоти від обігрівальної води через вміст колони.

У половині експериментів недалеко від входу в колону спостерігалось короточасне падіння температури нижче встановленої межі в 40 °C, якого уникнути не вдається. У разі використання пари дихлорметану це приводить до її конденсації та утворення в колоні шару рідини, що ускладнює гідродинамічну обстановку і, в результаті, збільшує тривалість десорбції.

За низьких температур десорбції, 60 і 70 °C, і великому діаметрі колони, 0,5 м, десорбція у

заданому тепловому режимі потребує занадто великої кількості обігрівальної води у теплообмінній сорочці. Проводити десорбцію за настільки низьких температур слід вважати недоцільним.

У випадку проведення десорбції без подачі обігрівальної води в теплообмінну сорочку падіння температури відбувається по всій висоті колони, що приводить до повного заливання цеоліту рідиною, і це підтверджується літературним даними.

Використання пари дихлорметану пов'язане зі значно більшими, ніж у випадку азоту, витратами енергії через необхідність витратити теплоту на його випаровування перед подачею у колону. Це перевищення більш суттєве у разі невеликої витрати десорбуючого агента і малого діаметра колони.

Таким чином, проведене комп'ютерне моделювання у рамках зроблених припущень показало, що десорбцію води з цеоліту 3А доцільно проводити в колонах з теплообмінною сорочкою за температур не нижче 80 °C, використовуючи у якості десорбуючого агента азот, який має вагомні переваги перед парою дихлорметану.

References

- [1] Klei A., Moder, M., Stockdale O., Weihe U., Winkler, G. (2017). Digital in chemicals: From technology to impact <https://www.mckinsey.com/industries/chemicals/our-insights/digital-in-chemicals-from-technology-to-impact#/>.
- [2] Tangsriwong, K., Lapchit, P., Kittijungit, T., Klamrassamee, T., Sukjai, Y., Laoonual, Y. (2020). Modeling of chemical processes using commercial and open source software: A comparison between Aspen Plus and DWSIM. *IOP Conf. Series: Earth and Environmental Science* 463, 012057 IOP Publishing <https://doi.org/10.1088/1755-1315/463/1/012057>.
- [3] Tian, Y., Demirel, S. E., Hasan, M. M. F., Pistikopoulos, E. N. (2018). An Overview of Process Systems Engineering Approaches for Process Intensification: State of the Art. *Chem. Engineering and Processing - Process Intensification*, 133, 160–210. <https://doi.org/10.1016/j.ccep.2018.07.014>.
- [4] Towler, G., Sinnott, R. (2012). Chemical engineering design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design, Elsevier Ltd. <https://doi.org/10.1016/C2009-0-61216-2>.
- [5] Jović, S., Laxminarayan, Ya., Keurentjes, J., Schouten, J., van der Schaaf, J. (2017). Adsorptive Water Removal from Dichloromethane and Vapor-Phase Regeneration of a Molecular Sieve 3A Packed Bed. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 56(17), 5042–5054. <https://doi.org/10.1021/acs.iecr.7b00433>.
- [6] Mekala, M., Neerudi, B., Are, P. R., Surakasi, R., Manikandan, G., Kakara, V. R., Abhaykumar, Dhupal, A. A. (2022) Water Removal from an Ethanol-Water Mixture at Azeotropic Condition by Adsorption Technique. *Adsorption Science & Technology*, 2022, 8374471. <https://doi.org/10.1155/2022/8374471>
- [7] Karimi, S., Yarak, M., Karri, R. (2019). A comprehensive review of the adsorption mechanisms and factors influencing the adsorption process from the perspective of bioethanol dehydration. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 107, 535–553. <https://doi.org/10.1016/j.rser.2019.03.025>
- [8] Simo, M., Sivashanmugam, S., Brown, C.J., Hlavacek V. (2009). Adsorption/Desorption of Water and Ethanol on 3A Zeolite in Near-Adiabatic Fixed Bed. *Ind. Eng. Chem. Res.* 2009, 48, 9247–9260. <https://pubs.acs.org/doi/10.1021/ie900446v>.
- [9] van Kampen, J., Boon, J. & van Sint Annaland, M. (2021)/ Steam adsorption on molecular sieve 3A for sorption enhanced reaction processes. *Adsorption*. 2021, 27, 577–589. <https://doi.org/10.1007/s10450-020-00283-8>.
- [10] Поджарський М. А. (2022), Моделювання адсорбційного видалення води з дихлорметану з використанням програми Aspen Adsorption: стадія адсорбції. *Journal of Chemistry and Technologies*, 30(3), 441–450
- [11] Wood, K. R., Liu, Y. A., Yu, Y. (2018). *Design, Simulation, and Optimization of Adsorptive and Chromatographic Separations: A Hands-On Approach*, First Edition. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA.
- [12] *ES288 Introduction to Aspen Adsorption. AspenTech Customer Education. Training Manual Course Number ES288.071.07.* (2009). Aspen Technology, Inc.
- [13] Vučelić, V., Dondur, V., Djurdjević, P., Vučelić, D. (1976). An analysis of elementary processes of water desorption from zeolites of type A Part. I. Zeolites with monovalent counterions: undefined. *Thermochimica Acta*, 14(3), 341–347. [https://doi.org/10.1016/0040-6031\(76\)85010-1](https://doi.org/10.1016/0040-6031(76)85010-1).
- [14] Dondur, V., Vučelić, V., Vučelić, D., Šušić, M. (1976). An analysis of elementary processes of water desorption from zeolites of type A Part II. Zeolites with bivalent counterions. *Thermochimica Acta*, 14(3), 349–356. [https://doi.org/10.1016/0040-6031\(76\)85011-3](https://doi.org/10.1016/0040-6031(76)85011-3).
- [15] Palermo, A., Löffler, D. G. (1990). Kinetics of water desorption from pelletized 4A and 5A zeolites *Thermochimica Acta*, 159, 171–176. [https://doi.org/10.1016/0040-6031\(90\)80105-8](https://doi.org/10.1016/0040-6031(90)80105-8).
- [16] Planovsky, A. N., Ramm, V. M., Kagan, S. E. (1962). [Processes and apparatuses of chemical technology]. Moscow, USSR: Goskhimizdat (in Russian).
- [17] Timofeev D. P., Kabanova O. N. (1966). Kinetics of the desorption of water vapors from molded zeolites, types A and X. *Bulletin of the Academy of Sciences of the USSR, Division of chemical science volume 15*, 610–614.
- [18] Ruthven, D. M. (1984). *Principles of adsorption and adsorption processes*. New York, USA: John Wiley & Sons. [https://www.scirp.org/\(S\(czeh2tfqw2orz553k1w0r45\)\)/reference/referencespapers.aspx?referenceid=1295487](https://www.scirp.org/(S(czeh2tfqw2orz553k1w0r45))/reference/referencespapers.aspx?referenceid=1295487).
- [19] Perez-Pellitero, J., Pirngruber, G. P. Industrial Zeolite Applications for Gas Adsorption and Separation Processes. In S. Valencia, F. Rey (Eds.) (2020), *New Developments in Adsorption/Separation of Small Molecules by Zeolites*. Springer Nature Switzerland AG. https://doi.org/10.1007/430_2020_75.
- [20] Saitake, M., Kubota, M., Watanabe, F., Matsuda H. (2007). Enhancement of Water Desorption from Zeolite by Microwave Irradiation. *KAGAKU KOGAKU RONBUNSHU*, 33(1), 53–58. <https://doi.org/10.1252/kakoronbunshu.33.53>.
- [21] Kubota, M., Hanada, T., Yabe, S., Kuchar, D., Matsuda H. (2011). Water desorption behavior of desiccant rotor under microwave irradiation. *Applied Thermal Engineering*, 31(8–9), 1482–1486. <https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2011.01.027>.
- [22] Smejkal, T., Mikyška, J., Fučík R. (2020). Numerical modelling of adsorption and desorption of water vapor in zeolite 13X using a two-temperature model and mixed-hybrid finite element method numerical solver. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 148(2), <https://doi.org/10.1016/j.ijheatmasstransfer.2019.11.9050>.
- [23] Drying by adsorption. www.silica.de
- [24] Voc Treatment System Adsorption - Hot Nitrogen Desorption Type Vapor Recovery Unit. <https://www.elevatedflaresystem.com/sale-10489238-voc-treatment-system-adsorption-hot-nitrogen-desorption-type-vapor-recovery-unit.html?from=wap>.
- [25] Li, Y., Shen, Y., Niu, Z., Tian, Y., Zhang, D., Tang, Z., Li, W. (2023), Process analysis of temperature swing adsorption and temperature vacuum swing adsorption in VOCs recovery from activated carbon. *Chinese Journal of Chemical Engineering*, 53, 346–360. <https://doi.org/10.1016/j.cjche.2022.01.029>.