

ISSN 2073 – 8730

**ОДЕСЬКА НАЦІОНАЛЬНА АКАДЕМІЯ
ХАРЧОВИХ ТЕХНОЛОГІЙ**

НАУКОВІ ПРАЦІ

**ВИПУСК 43
ТОМ 1**



ОДЕСА

2013

Міністерство освіти і науки України

НАУКОВІ ПРАЦІ ОНАХТ

Випуск 43, том 1, 2013
серія
Технічні науки



Засновник:
Одеська національна
академія харчових тех-
нологій
Засновано в Одесі
у 1937 р.
Відновлено з 1994 р.

Наукові праці ОНАХТ входять до нового Переліку наукових фахових видань України, в яких можуть публікуватися результати дисертаційних робіт на здобуття наукових ступенів доктора і кандидата наук (Бюлетень ВАК України, №5, 2010).

Головний редактор Єгоров Б.В., д-р техн. наук, проф.
Заступник головного редактора Капрельяниц Л.В., д-р техн. наук, проф.
Відповідальний редактор Бурдо О.Г., д-р техн. наук, проф.

Редакційна колегія:

Амбарцумяниц Р.В., д-р техн. наук, проф.
Безусов А.Т., д-р техн. наук, проф.
Віннікова Л.Г., д-р техн. наук, проф.
Гапонюк О.І., д-р техн. наук, проф.
Гладушняк О.К., д-р техн. наук, проф.
Дідух Н.А., д-р техн. наук, проф.
Іоргачева К.Г., д-р техн. наук, проф.
Осіпова Л.А., д-р техн. наук, доцент
Савенко І.І., д-р екон. наук, проф.
Павлов О.І. д-р екон. наук, проф.
Тележенко Л.М. д-р техн. наук, проф.
Хобін В.А., д-р техн. наук, проф.
Шутенко Є.І., к.т.н., доцент
Станкевич Г.М., д-р техн. наук, проф.
Черно Н.К., д-р тех. наук, проф.
Гончарук А.Г., д-р екон. наук, доцент

**За достовірність інформації
відповідає автор публікації**
ББК 36.81 + 36.82

Реєстраційне свідоцтво
КВ №12577-1461 ПР
від 16.05.2007р. Видано Міністерст-
вом юстиції України.

Усі права захищені.
Передрук і переклади дозволяються
лише зі згоди автора та редакції.

Рекомендовано до друку Вченою ра-
дою Одеської національної академії
харчових технологій,
протокол № 12 від 4.06.2013 р.

Мова видання:
українська, російська, англійська

УДК 663 / 664

Одеська національна академія харчових технологій

Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій
Міністерство освіти і науки України. – Одеса: 2013. – Вип. 43. – Том 1. – 209 с.

Адреса редакції:
вул. Канатна, 112, м. Одеса, 65039

© Одеська національна академія
харчових технологій, 2013 р.

**НАУКОВО-МЕТОДОЛОГІЧНІ АСПЕКТИ
ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ.
МОДЕЛЮВАННЯ ЕНЕРГОТЕХНОЛОГІЙ**

ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЕ ПАРАДОКСЫ ЭКОНОМИКИ УКРАИНЫ

Бурдо О.Г., д-р техн. наук, профессор
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса

Проведен анализ энергетической ситуации в мире, в странах постсоветского пространства. Основное внимание уделено энергетическим проблемам Украины. Показан парадоксальный характер энергетических проблем. Обсуждаются вопросы зависимости уровня комфорта и экологии от потребления энергетических ресурсов. Показана связь качества жизни человека с уровнем потребления энергии. Дан анализ распределения энергетических ресурсов в мире. Прогнозируется возможный пересмотр рынка энергоресурсов. Сравниваются модели энергетической политики и стратегии государства. Подчеркивается высокая рентабельность централизованного управления энергообеспечением на муниципальном уровне. Рассмотрены проблемы научного потенциала и развития энергетического менеджмента. Анализируются соответствия цен на энергоносители с уровнем тепловой защиты зданий, принципами инвестирования в энергетические проекты. Показана актуальность вопроса рыночного подхода к выбору источников энергии в условиях слияния энергобизнеса и власти. Обсуждаются проблемы соответствия энергетической политики Украины с обязательствами по газовому договору с Россией. Рассматривается роль энергии в технологической цепочке агропромышленного комплекса.

The analysis of energy situation in the world and after Soviet countries. The main attention is paid to energy problems of Ukraine. Paradoxal character of energy problems is shown. The matters of ecology and comfort standards dependence on energy consumption are discussed. The analysis of energy resources distribution is given. The possible revision of energy resources market is prognosed. The models of energy policy and state strategies are compared. High profitability of municipal level centralized energy supply management is underlined. The problems of scientific potential and energy management development are considered. Correspondences between energy resources, building thermal protection level and energy projects investment are analysed. The topicality of market approach to energy resources choice in energy business and government merger conditions is shown. The problems of Ukraine energy policy accordance to Russia gas agreement liabilities are discussed. The part of energy in agroindustrial complex technological chain is considered.

Ключевые слова: энергетическая эффективность, энергия.

Дефицит энергии в мире стремительно растет. Все регионы планеты столкнулись с проблемами обеспечения энергией промышленных отраслей и муниципальных предприятий [1-4]. При этом, темпы восприятия людьми новой философии природопользования, эффективного расхода энергетических ресурсов существенно отстают. Особенно это заметно на постсоветском пространстве. В эпоху СССР страна была пресыщена дешевыми энергоресурсами. Это не воспитывало бережного отношения к энергии, не прививало уважения к джоулю, ватту. Новые экономические принципы, капитализация промышленного производства и коммунальной сферы ярко высветили серьезные противоречия между чрезвычайно низкой культурой использования энергии и быстро растущими ценами на энергоносители. Жители этих стран еще плохо понимают, что энергия – это товар, эффективное использование которого при производстве товаров и услуг даст прибыль, а расточительное сделает банкротом. Системному подходу к исследованию энерготехнологических проблем не обучают при подготовке молодых специалистов. При этом отсутствует опыт поколений в решении задач эффективного использования энергии.

Слияние энергобизнеса и власти, политика государств на энергосбережение, а не на энергоэффективность, не стимулировали внедрение прогрессивных энерготехнологий [5]. Экономика стала рушиться в результате роста цен на энергоносители и эксплуатации старых технологий, принципиально рассчитанных на потребление дешевых энергоресурсов. В результате – острейший экономический и энергетический кризис.

Все эти вопросы анализируются в настоящей работе. Показан парадоксальный характер этих проблем.

Ресурсы и комфорт (парадокс 1).

С 1900 по 2000 г. Потребление энергии в мире увеличилось почти в 15раз – с 21 до 320 экДж. В настоящее время структура потребления первичных источников энергии в мире следующая:

нефтепродукты – 34,9%,
уголь – 23,5%,
природный газ – 21,1%,
ядерное топливо 6,8%,

возобновляемые источники - ветер, солнце, гидро- и биотопливо – 13.7%.

За 50 лет выбросы углекислого газа в атмосферу возросли в 4.5 раза и сегодня составляют 20×10^{12} м³/год.

В мире в производстве полезно используется только 1/3 сырья. Поэтому, проблема эффективного использования ресурсов является глобальной. Энергетическая мощность мирового производства растет стремительней, чем объем промышленного производства. Энергоносители стали наиболее дефицитным ресурсом в мире.

Естественно стремление слаборазвитых стран повысить уровень комфорта до западных стандартов. Естественно желание европейца улучшить жизненные показатели. Однако для этого требуется увеличить расход ресурсов, в первую очередь – энергии. Добыча энергоносителей, их переработка неизбежно оказывают отрицательное влияние на среду обитания человека. Повышение качества жизни приводит к росту нагрузки на окружающую среду. Парадоксально, но стремление к комфорту неизбежно без ухудшения условий среды обитания. Какой он – разумный баланс, можно ли разумней использовать энергоресурсы? Как расходовать только совершенно необходимое количество энергии при сохранении достигнутого уровня комфорта и, даже, повышать его.

Энергетика, основанная на ископаемом топливе, создает очень много экологических проблем.

Без энергии нельзя сохранить нашу цивилизацию, однако существующие методы производства энергии и высокие темпы роста ее потребления приводят к разрушению окружающей среды.

Энергия – и уровень жизни человека (парадокс 2).

Вся история развития человечества свидетельствует о том, что есть четкая корреляция между уровнем потребления энергии, продолжительностью и качеством жизни.

Если первобытный человек потреблял энергию только с пищей (2 Мкал), то в развитой стране один человек стал потреблять энергии в 100 раз больше, а продолжительность его жизни выросла в среднем с 20 до 70 лет, из которых 50 % тратится на досуг, творчество, созидание [5].

Современная эпоха характеризуется стремительным ростом уровня потребления энергии, особенно в высокоразвитых странах. Каждые 12 лет количество потребляемой энергии удваивается. При этом рост производства увеличивается вдвое только каждые 15 лет. Объясняется это несоответствием растущим уровнем комфортности на производстве и в быту. Исходя из этого, несложно сделать прогноз роста уровня потребления энергии (рис.1).

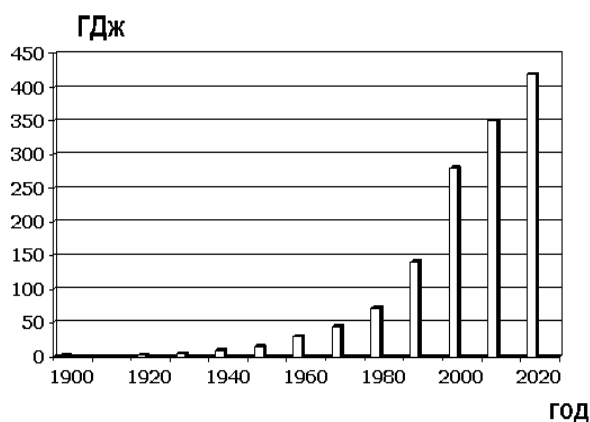


Рис. 1 – Рост уровня потребления энергии одним человеком в индустриально развитых странах

Современное человечество бездумно расходует запасы ценнейшего сырья, которое понадобится будущим поколениям для переработки в препараты, материалы и различные средства.

Быстро растущее потребление энергоносителей при постоянном уменьшении их запасов в недрах планеты вызывает серьезное беспокойство. Поэтому, группой европейских ученых была разработана глобальная прогнозная модель развития человечества, которая получила название «модель римского клуба».

При разработке модели учитывались такие определяющие показатели общества как запасы органического топлива, смертность, рождаемость, население планеты, производство товаров, объем услуг, нагрузка на окружающую среду. Определялись тенденции их изменения за 70 лет развития человечества.

Дальше строились сценарные модели по принципу «что ожидать, если будет развитие таким». Всего составлено 12 сценариев. Первый (самый пессимистичный) сценарий, который изображен выше,

определял, что, если все тенденции сохранятся и не будут найдены дополнительные источники энергии, то в 2030 г. человечество ожидает острейший энерго–экологический кризис.

Последующие сценарии проводились с нарастающим оптимизмом. Авторы предполагали, что со временем будут найдены новые источники энергии, снизится нагрузка на окружающую среду. Авторы не указывали пути, как это сделать, просто рассматривались ситуации, если это произойдет. В этих ситуациях кризисы смягчались и отодвигались во времени. Последний сценарий являлся стабилизационным, были установлены уровни анализируемых параметров, которые обеспечат устойчивое и стабильное существование общества.

Выполненные исследования свидетельствуют, что в ближайшее столетие проблемы энергии, экологии и пищи будут основными для человечества.

Распределение энергоносителей (парадокс 3).

Распределяются энергоносители между странами крайне не равномерно [5]. Практически 80 % населения Земли довольствуются только 20 % используемой в мире энергией.

Жители стран бывшего СССР привыкли потреблять энергию по меркам высокоразвитых стран. Однако по степени индустриального развития этим странам отводятся одни из последних мест в мире. Уровень комфортности жизни основного населения стран далеко не соответствует европейским нормам. Высокий уровень потребления энергии и низкий уровень комфорта свидетельствуют о расточительстве при использовании энергоносителей.

Население Земли будет стремительно расти, но только 15 % из них будут проживать в изобильных странах. 72 % жителей планеты будут составлять китайцы, индусы и африканцы. Прогнозируется, что XXI век станет веком Китая и Индии. Население этих стран увеличится к 2020 году на 1,3 – 1,4 миллиарда человек. Китайский валовой национальный продукт (ВНП) превысит к 2020 году ВНП западных стран. В 2012 году Китай по ВНП перегнал Японию, а в 2040 г. - догонит США. По прогнозам ежегодный прирост ВНП Китая будет в пределах 7,4 – 10,7 % без тенденций к замедлению роста (рис.2).

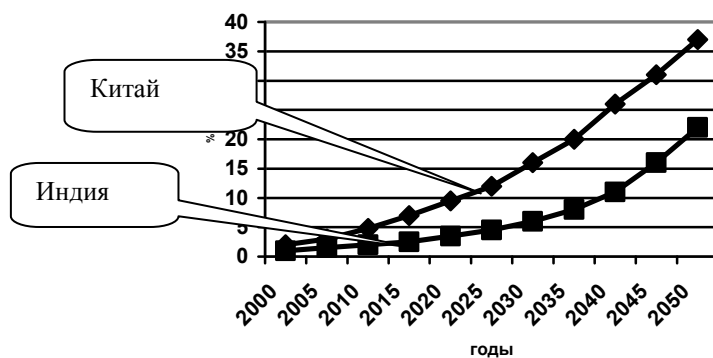


Рис. 2 – Ріст (в %) ВВП Китаю та Індії по сравнению с США

Індійський ВВП буде рости на 20 % швидше китайського і стане сопоставим з потужністю європейської економіки. Це стане фактором нестабільності, але забезпечить приріст і нині величезного дешевого ринку трудових ресурсів. Рівень життя Китаю та Індії не досягне західних норм. Можливо прогнозувати агресивну політику цих країн за перегляду ринку енергоносіїв. До 2020 г. структура енергоносіїв на ринку [5] мало зміниться порівняно з сучасною ситуацією.

Енергетична політика (парадокс 4).

Україна почала будувати незалежне державство при енергорозрачливій економіці. Удельні витрати енергії на одиницю ВВП не в проценти, а в рази перевищували рівні розвинутих країн. При цьому Україна з енергетично забезпеченої і енергорозрачливої різко опинилася енергетично дефіцитною, але залишилася енергорозрачливою. Парадоксально, але удельні витрати енергії в економіці країни до 1997 г. не знижувалися, а росли.

Валовий продукт, який припадає на одного українця, в 45 разів нижче, ніж в Японії, майже в два рази нижче, ніж в Республіці Білорусь. Відповідно, найгірші показники і в показниках удельної енергоємності економіки.

Важко в складившихся умовах визначитися з напрямком в енергетичній політиці держави. Україна вибрала шлях – енергозбереження. Основні моменти цього шляху українці переживають. Це нормування витрат, регламентація рівня споживання; відключення енергії при дефіциті. Але відомий інший шлях – енергоефективність: висока культура енерговикористання,

енергетический мониторинг, развитие мотивации снижения расхода энергии, формирование и реализация программы повышения энергоэффективности. По пути энергоэффективности пошла Беларусь, которая при одинаковых стартовых условиях сейчас по удельной энергоёмкости экономики выгодно отличается от Украины.

Стоимость энергоносителей в Украине стремительно растет, однако энергия до сих пор не стала товаром, не признано, что эффективное использование энергии даст прибыль, а расточительное – сделает банкротом. Мы продолжаем «бороться» за энергосбережение. Переход от политики «энергосбережения» к политике «энергоэффективности» проходит крайне медленно.

Энергетическая стратегия (парадокс 5).

Стратегической задачей в энергообеспечении является создание системы управления и формирование программы развития энергоэффективности. Стратегия предполагает реализацию механизмов частичного самофинансирования проектов. Доход от внедрения проектов первого этапа инвестируется в проекты второго этапа. Доход от внедрения проектов второго этапа инвестируется в проекты третьего этапа.

Первый этап формируется из беззатратных и малозатратных проектов. Второй этап включает, в основном, малозатратные проекты. Это совершенствование тепловой изоляции, установка теплоутилизаторов. Экономия до 20 %, а срок окупаемости проектов – 1...1,5 года. Здесь же реализуются работы по установке дополнительных измерителей, срок окупаемости которых 2–3 месяца.

Проекты третьего этапа требуют серьезных инвестиций для установки систем автоматического регулирования, внедрения новых энергоэффективных технологий, оборудования.

Однако никакая программа работать не будет, если отсутствуют специалисты. Поэтому, важным элементом стратегии должны быть вопросы подготовки квалифицированных энергоменеджеров, повышение культуры энергопользования у служащих и руководителей предприятий, регионов и пр.

Украина является энергодефицитной и энергорасточительной страной, однако до сих пор не сформирована энергетическая стратегия государства, основанная на корректном исследовании энергетической ситуации в стране. Не решаются вопросы формирования новой философии природопользования у населения и у руководителей.

Научная база и энергетический менеджмент (парадокс 6).

Энергетический менеджмент – стройная инженерная дисциплина, которая появилась в 70-е годы прошлого столетия. Именно благодаря энергоменеджменту в Европе удалось успешно преодолеть первую волну энергетического кризиса. В основе энергетического менеджмента – системный подход к проблеме использования энергии. Это дает возможность правильно выбрать приоритеты, четко координировать работы. Управление осуществляется специальным центром энергетического мониторинга. Затраты на организацию центра энергетического мониторинга возвращаются быстро.

Опыт Европы показывает, что рентабельность таких центров на уровне города достигает 500 %. Центр уверенно и стабильно пополняет местный бюджет при одновременном повышении качества услуг в теплоснабжении. Так, в Штутгарте такой центр состоит из 6 инженеров и 6 техников, обслуживает здания общей площадью 2 млн. кв. м. Центр работает около 30 лет, за которые обеспечил экономию 200 млн.€ на энергии, на 40 % уменьшил потребление тепловой энергии.

Вопросами энергоэффективности следует заниматься не с приходом зимы, а постоянно на протяжении года. Система энергетического мониторинга включает последовательные этапы: энергетический аудит – обоснование приоритетных проектов (программа) – внедрение проектов – аудит.

Украина во время первого энергетического кризиса была энергообеспеченной страной с дешевыми энергетическими ресурсами, она не столкнулась с проблемами Европы в обеспечении энергией. Поэтому, энергетический менеджмент не изучался и не применялся. В настоящее время Украина стала энергодефицитной страной с дорогими энергоносителями, однако энергетический менеджмент остается невостребованным, ему практически не учат, его возможности не используют.

Украина располагает квалифицированной научной базой, способной решать сложнейшие теплофизические проблемы, однако до сих пор не освоены практические приемы энергетического менеджмента.

Стоимость тепловой энергии и эффективность отопительных систем (парадокс 7).

Уровень тепловой защиты зданий в европейских странах в 1,5...1,8 раз (а в странах Скандинавии в 2...2,5 раза) выше, чем в Украине. Более того, низкая энергетическая эффективность архитектурно-конструкторских решений (в основе которых была заложена низкая стоимость энергетических ресурсов) усугубляется неумением эксплуатировать здание. Отсутствие приборов учета потребления энергии дает возможность поставщикам тепловой энергии завышать счета за реально потребленную тепловую энергию.

Совершенствование конструкций ограждений предполагает три вида тепло модернизационных работ: устранение неплотностей наружных окон и дверей; усиление тепловой защиты наружных стен, перекрытий, установка теплоотражательных экранов за батареями отопления и демонтаж ограждений батарей.

Корректная оценка эффективности тепловой модернизации возможна только на основе детального анализа данных энергетического аудита, строгого технико-экономического обоснования ряда проектов и выбора приоритетных проектов.

Стоимость энергоносителей в Украине стремительно растет, однако удельные затраты на отопление зданий остаются выше, чем в северных странах.

Инвестиции в энергетические проекты и системный подход (парадокс 8).

Важно понимать, что общая эффективность системы обеспечения энергией (рис.1.13) определяется всеми элементами, и, в первую очередь, элементами с наименьшей энергетической эффективностью.

Выбор приоритетов должен обосновываться технико-экономической оценкой проектов. Поучителен опыт Дании, где отдали приоритет проектам утепления зданий. Результат реализации этих проектов оказался неожиданным. Снижение объема потребляемой в зданиях энергии привело к повышению удельных тепловых потерь в сетях. Поставщики тепловой энергии отреагировали на это снижением температуры и повышением стоимости теплоносителя.

Основные потери энергии в Украине, как правило, у потребителей, однако, основные инвестиции направляются на новые генераторы энергии.

Рыночная экономика и источники энергии (парадокс 9).

Украинец занимает 4 место в мире по потребления природного газа. Впереди только россияне, американцы и англичане. При этом собственные запасы природного газа в Украине крайне ограничены.

Вместе с тем, Украина располагает мощнейшими в мире запасами каменного угля. Эффективное использование угля как основного вида топлива встречается с рядом проблем.

Во-первых – коммунальные предприятия и производители уже привыкли к более простому в эксплуатации природному газу.

Во-вторых – переход на твердое топливо требует серьезных конструктивных модернизаций котельного оборудования.

В-третьих – эксплуатация котельных агрегатов на угле связана с решением комплекса экологических задач.

В-четвертых – технологии добычи каменного угля в Украине не соответствуют современным нормам.

Серьезное снижение за годы независимости собственной добычи нефти определяет ее дефицит. Если восстановится уровень ее добычи, то собственные нужды будут удовлетворены только на 15 % (рис.1.15).

В Украине сохранилась и функционирует достаточно мощная система обеспечения электрической энергией. Практически половину электроэнергии получают на атомных станциях. Альтернативные источники энергии, несмотря на экологическую привлекательность, не смогут в ближайшей перспективе решить ощутимые задачи в энергетическом балансе страны. Вместе с тем, в научном плане проблемами ветроэнергетики, гелио- и геотермальной энергетики следует заниматься. Внедрять проекты по альтернативным источникам энергии следует на основе тщательного технико-экономического анализа.

Основной источник топлива в Украине - уголь, однако подавляющее число технологий ориентируется на природный газ.

Энергобизнес и власть (парадокс 10).

Следует помнить, что прошлое Украины в стране пресыщенной дешевыми энергетическими ресурсами. А это не развивало уважения к энергии, способствовало формированию пренебрежительного отношения к задачам энергоэффективности. Пока в стране не будет преодолен барьер чрезвычайно низкой культуры энергопользования, никакие программы энергосбережения работать не будут. Поэтому, одним из приоритетных направлений энергетической политики государства, власти должно стать обучение культуре энергопользования всех слоев населения: от первых лиц регионов, предприятий до студентов и школьников. Однако для поставщиков энергетических ресурсов низкая эффективность использования энергии – это повышенная прибыль. По оценке экспертов Украина ежегодно переплачивает за газ до 4млрд.\$, недополучает за транзит – 3,5млрд.\$, а штрафные санкции за сокращение объема закупок – 4,2млрд. \$.

Пока энергобизнес не будет отделен от власти, все заявления, которые направлены на снижение уровня потребления энергии, останутся простыми декларациями.

Энергосбережение и газовый договор (парадокс 11).

В настоящее время в Украине определился новый энергетический парадокс. Действующий газовый договор с основным поставщиком - с Россией оговаривает обязательный объем потребляемого в год газа.

Снижение объема предусматривает серьезные (300%) штрафные санкции. В такой ситуации обозначилось новое противоречие, связанное с последовательным снижением объемов импортируемого газа, что предусмотрено всеми программами энергосбережения. Политика энергосбережения становится совершенно абсурдной. Вместе с тем, политика энергоэффективности получает дополнительные козыри.

Усилия Правительства направлены на реализации проектов (многие из которых были утверждены до принятия действующего газового договора с Россией), цель которых снизить до 2030 года на 70 % объем импортируемого газа. Ведутся работы по повышению уровня собственной добычи газа, организации доставки и использования сжиженного газа, повышению в 2,2 раза в топливном балансе государства доли угля и электроэнергии, освоению технологий добычи сланцевого газа и разработки на шельфе Черного моря. Жесткая политика экономии потребления газа позволила ощутимо снизить закупки газа, и в этом году их объем уменьшился практически на 30 %. Вместе с тем, денежные долги Украины Газпрому накапливаются и достигли на настоящий момент значительной суммы.

Новые договорные обязательства Украины требуют оперативного пересмотра самой энергетической концепции государства. При прежней политике государства на энергосбережение, на перевод экономики страны на собственные энергоносители без оперативной корректировки инновационных принципов Украину, как независимое государство, ждет полный крах. Требуются глубокие обоснования приоритетных инновационных проектов, которые учитывали бы и новые отношения на рынках энергоносителей. Должно стать всем понятно, что концепция «энергия - это товар», лежит в основе энергетической политики экономики и определяет как экономический успех, так и банкротство. Следует стремительно наращивать химические производства, где природный газ является сырьем. Для нужд аграрного сектора – это производство удобрений. Тогда новая формула расхода газа будет представлять сумму увеличенного потребления газа как сырья и уменьшенного расхода газа как энергоносителя.

В такой постановке направление на энергоэффективные технологии, на производство неэнергоемких продуктов и материалов сохраняется.

Украина обязалась приобретать у России 52 млрд. куб.м. газа ежегодно, однако инвестиции идут на снижение закупок, а не на технологии переработки газа как сырья.

Энергетика пищевых производств (парадокс 12).

Производство продовольствия является энергоемкой отраслью во всех индустриально развитых странах. Производство продуктов питания в Украине требует затрат энергии в 2...5 раз больше, чем в Европе. Исторические предпосылки тормозят процесс повышения энергетической эффективности как в стране в целом, так и на предприятиях пищевых отраслей в частности.

Предприятия АПК лидируют по количеству потребляемых энергетических ресурсов среди различных ведомств. До 19 % топливно-энергетических ресурсов в стране расходуется предприятиями АПК. Обработка 1 га требует в Украине затрат 80 кг условного топлива, а 1 кг мяса – 12 кг у.т., для производства 1 л молока необходимо 0,5 л нефти. Если сравнить энергетическую ценность потребляемых человеком продуктов с энергией, которая требуется на полевые работы и на переработку сырья, то энергетический КПД такой схемы низкое (рис.3).

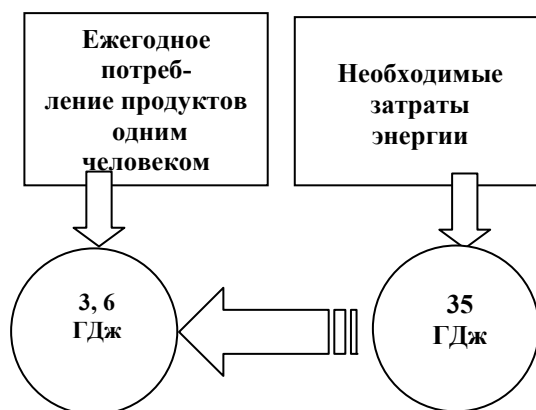


Рис. 3 – Энергетическая эффективность пищевой цепочки

Низкая энергетическая эффективность производства продуктов питания в Украине предполагает серьезные резервы для снижения расхода энергии. На первом этапе следует выйти на уровень лучших производств в отрасли, передовых фирм мира, т.е. сделать так, как у них. При этом до 40 % энергии в пищевых технологиях может экономиться за счет простых, беззатратных и малозатратных методов. Еще плохо понимается то, что инвестировать энергоэффективные проекты экономически выгодно. Эти

інвестиції окупаються на протязі достаточного короткого часу за рахунок того, що щосекундно зменшуються витрати енергії, ціна якої встановилася на світовому рівні. На першому етапі модернізацій не так багато витрат потрібно для того, щоб суттєво знизити витрати енергії на діючому обладнанні. Величезні резерви тут є в ліквідації звичайних для нас прямих втрат ресурсів. Саме вони зазвичай дають до 75 % втрат енергії. Але і в нових, сучасних технологіях поки знаходяться економічно вигідні технічні і організаційно – технічні рішення по зменшенню витрат енергетичних ресурсів.

Ефективність перетворення енергії в АПК – не більше 10 %, однак домінуюче число виробств орієнтоване на застарілі енергоємні технології.

Можливо встановити і інші парадоксальні фактори в принципах і в розвитку енергозабезпечення різних секторів економіки.

Висновки. Перший етап програм підвищення енергетичної ефективності виробств повинен базуватися на методах енергетичного менеджменту. Однак другим – потрібно пошук нестандартних рішень і підходів, які могли б революційно змінити ситуацію і дали б можливість радикально знизити витрати енергії. Саме такою дорогою, результати якої складно переоцінити, відкривають нанотехнології.

Перехід харчових технологій на прогресивні принципи, особливо на нанотехнології, відкриває нові можливості вигідно вдосконалити виробництво при суттєвому зменшенні витрат ресурсів [6, 7]. Нанотехнології здатні вирішити серйозне протиріччя сучасності – забезпечити енергією швидко зростаюче населення планети при підвищенні тривалості і якості життя людини, при зменшенні навантаження на середовище проживання і при помітному зменшенні запасів вичерпуваного палива.

Література

1. Energy efficient cities : assessment tools and benchmarking practices / World Bank ; ed. R.K. Bose. – Washington : The World Bank, 2010. – XVIII, 227 p.
2. Energy resources, energy policy and democratic development in the Baltic Sea region / ed. M.-B. Schartau. – Gdansk : Wydaw. Uniwersytetu Gdańskiego ; Berlin : Norddeutsche Inst. der Humboldt-Universität zu Berlin, 2004. – 59 p.
3. Gromadzki, G. Energy game : Ukraine, Moldova and Belarus between the EU and Russia /G. Gromadzki, W. Konończuk; Stefan Batory Found. – Warsaw: Stefan Batory Found., 2007.– 47 p.
4. Winds of change : East Asia's sustainable energy future / Xiaodong Wang [et al.] ; World Bank. – Washington : The World Bank, 2010. – XVII, 154 p.
5. Бурдо О.Г. Енергетичний моніторинг харчових виробств – Одеса: Поліграф, 2008 – 244с.
6. Бурдо О.Г. Еволюція сушильних установок – Одеса: Поліграф, 2010 – 368с.
7. Бурдо О.Г. Нанотехнології. Флагманські, перспективні і фундаментальні проекти в АПК //Наук. праці Од. націон. акад. харчових технологій. – Одеса: 2006. – Вип.28, Т2. – с.242-251.

УДК 612.461.2

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩЕГО ПОТЕНЦИАЛА НА УСТАНОВКЕ АК-70 С ПОМОЩЬЮ ПИНЧ-АНАЛИЗА

Ульев Л.М д-р техн. наук, проф.,

Яценко О.А. аспирантка

Национально технический университет «Харьковский политехнический институт»,
г. Харьков

Цель данного проекта заключается в исследовании процесса эффективности производства гранулированного карбамида. В результате, обнаружены существенные недостатки теплообменной системы, которые приводят к увеличению удельного энергопотребления. Пинч анализ показал, что в результате интеграции процесса можно значительно сократить потребление как горячих, так и холодных утилит.

The aim of this project was to investigate the efficiency process of production granulated urea. As a result, the significant disadvantages of the heat exchanger system are discovered. The pinch analysis demonstrated that the integration process can be considerably reduced consumption of hot and cold utility.

Ключевые слова: энергопотребление, химико-технологическая система (ХТС), метод интеграции тепловых процессов, стоимостные кривые, составные кривые.

Введение. Экономический кризис, усугубляющийся в Украине постоянным подорожанием энергоносителей, заставляет промышленные предприятия широко внедрять энергоэффективные технологии.

Энергоемкость ВВП Украины составляет 0,89 кг условного топлива на 1 доллар США с учетом паритета реальной покупательной способности (ППС), что в 2,6 раза превышает средний уровень энергоемкости развитых стран мира [1]. Реализация возможностей энергосбережения сдерживается тем, что до этого времени в стране не разработано действенного экономического механизма стимулирования инвестирования, разработки и внедрения энергоэффективных мероприятий.

Производство карбамида является одним из наиболее энергоемких химико-технологических процессов. Как показывает анализ структуры себестоимости карбамида, среди эксплуатационных затрат наиболее значительны затраты сырья и энергетических ресурсов[2].

Возможности снижения расхода сырья на передовых предприятиях практически исчерпаны и использование сырьевых компонентов уже вплотную приблизились к стехиометрической норме. Поэтому наиболее перспективно изыскание средств снижения энергетических затрат. Например в действующих цехах, использующих схему с жидкостным рециклом, на долю энергоресурсов, если вычесть стоимость сырья и материалов, приходится до 70 % затрат, в которых около 80 % составляют расходы на пар.

Учитывая то, что оборудование, которое установлено на предприятиях, морально и физически устарело, существует техническая необходимость глобальной реконструкции энергетической системы. При строительстве же новых предприятий необходимо использовать современные ресурсо- и энергосберегающие методы проектирования.

Одним из путей уменьшения потребления энергоресурсов является метод интеграции, в частности метод пинч анализа. Литературные данные, опубликованные в различных источниках, говорят о том, что использование этого метода позволяет снизить удельное энергопотребление на 30-50 % и значительно снизить капитальные затраты при создании новых предприятий [3–5].

С помощью методов интеграции тепловых процессов можно достичь качественного улучшения процесса проектирования, сокращения затрат на энергоносители, уменьшения выбросов вредных веществ в окружающую среду, лучшего использования капитальных вложений, повышение продуктивности после реконструкции.

Энергосберегающий потенциал. Рассмотрев процесс производства гранулированного карбамида на установке АК-70 (рис. 1), были найдены недостатки существующей теплообменной системы, которые приводят к увеличению потребления энергии. Описание технологической схемы (рис. 1) приведено в работе [6].

Для снижения энергопотребления в химико-технологической системе (ХТС) необходимо уменьшение минимальной разности температур ΔT_{\min} между теплоносителями в теплообменных аппаратах.

Чтобы экономически оптимально интегрировать рассматриваемый процесс, необходимо выяснить наиболее важные экономические значения, которые существенно влияющие на приведенную стоимость выполненного проекта[7].

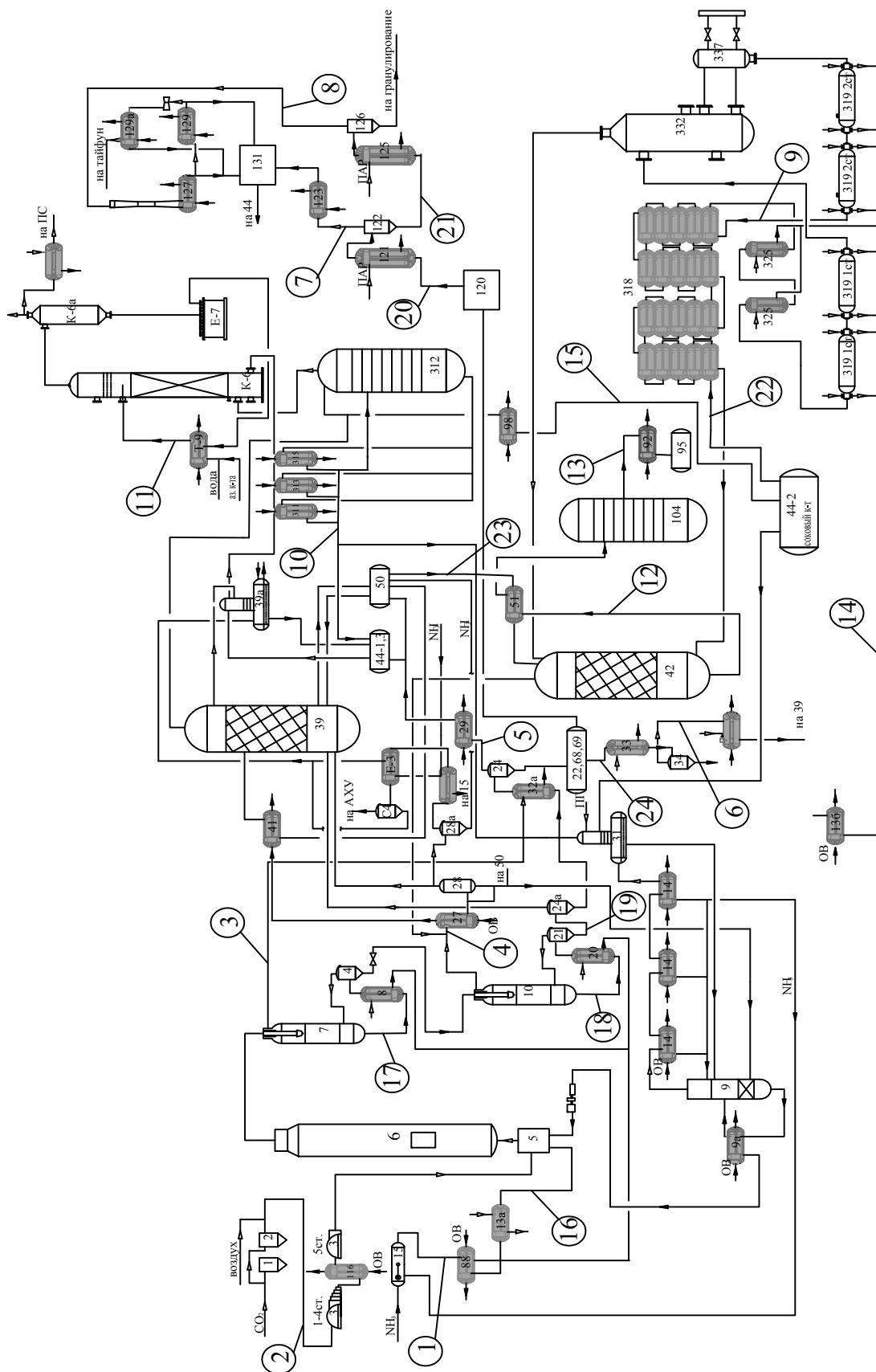


Рис. 1 – Процес гранульованого карбаміда в агрегатах АК-70

Во-первых, внедрение проекта предприятие несет разовые (капитальные) вложения, которые связаны, прежде всего, с закупкой оборудования и его монтажом.

Используя цены на теплообменное оборудование, полученное от его производителей, можно еще до внедрения проекта-реконструкции оценить их капиталовложения и срок окупаемости.

Капитальную стоимость одного теплообменного аппарата можно определить выражением [7]:

$$\text{Кап.стоимость} = A_T + B_T \cdot S^c$$

где A_T – стоимость установки одного теплообменного аппарата, для кожухотрубчатых теплообменных аппаратов $A_T = 5000$ долл. США;

B_T – коэффициент, эквивалентный стоимости 1 м^2 площади поверхности теплообмена, $B_T = 300$;

S – площадь поверхности теплообмена;

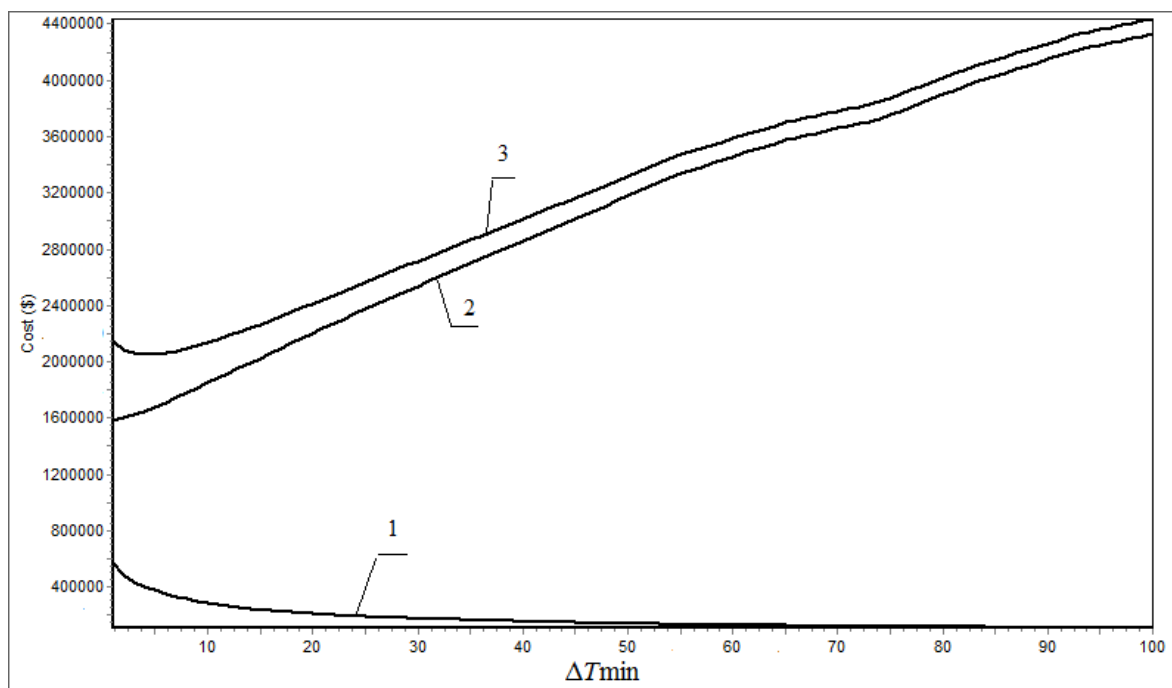
c – коэффициент, отражающий нелинейную зависимость стоимости теплообменника от величины его поверхности, $c = 0,87$.

Во-вторых, необходимо учесть затраты на энергию. Современные тенденции рынка энергоносителей говорят, что их стоимость будет возрастать.

Стоимость горячих утилит, использованных в процессе, примем равной 430 долл. США за 1 кВт год, с учетом того, что в году 8000 рабочих часов.

Стоимость холодных утилит принимаем на порядок меньшей, то есть 0,1 стоимости горячих утилит, что дает значения 43,0 долл. США за 1 кВт год.

Расчет дисконтированных величин стоимостей проекта процесса гранулированного карбамида позволяет определить значение оптимальной разности температур между теплоносителями в будущей системе рекуперации тепловой, а также рассчитываю минимальные затраты на проектирование (рис. 2).

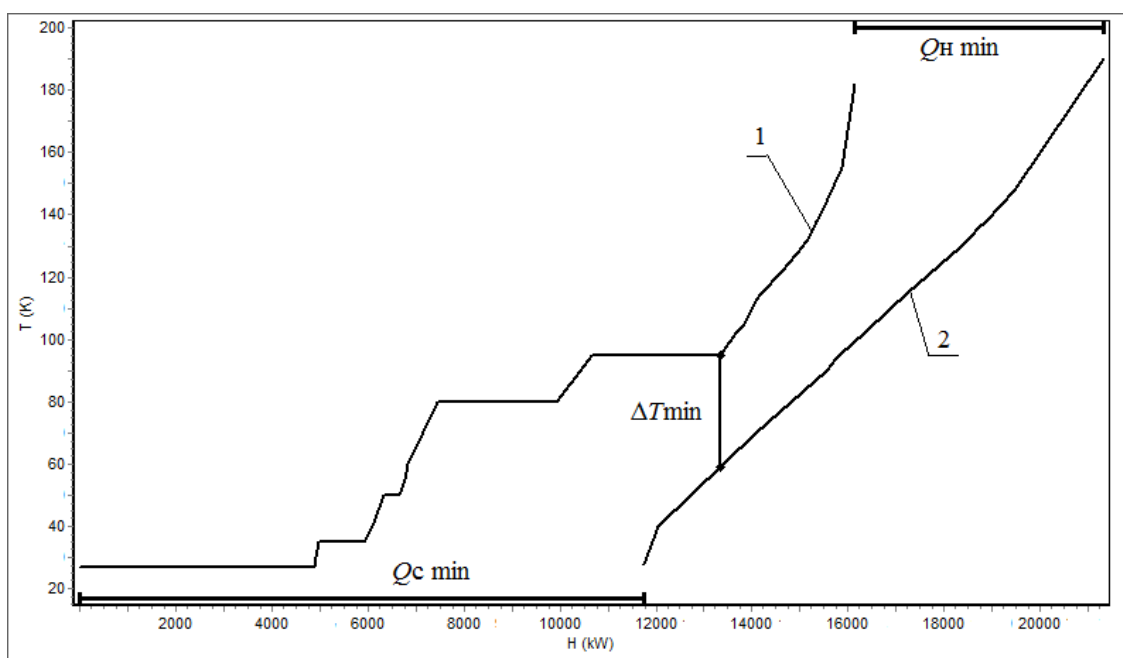


1 – инвестиции в оборудование, 2 – затраты на энергию, 3 – общая стоимость

Рис. 2 – Стоимостные кривые

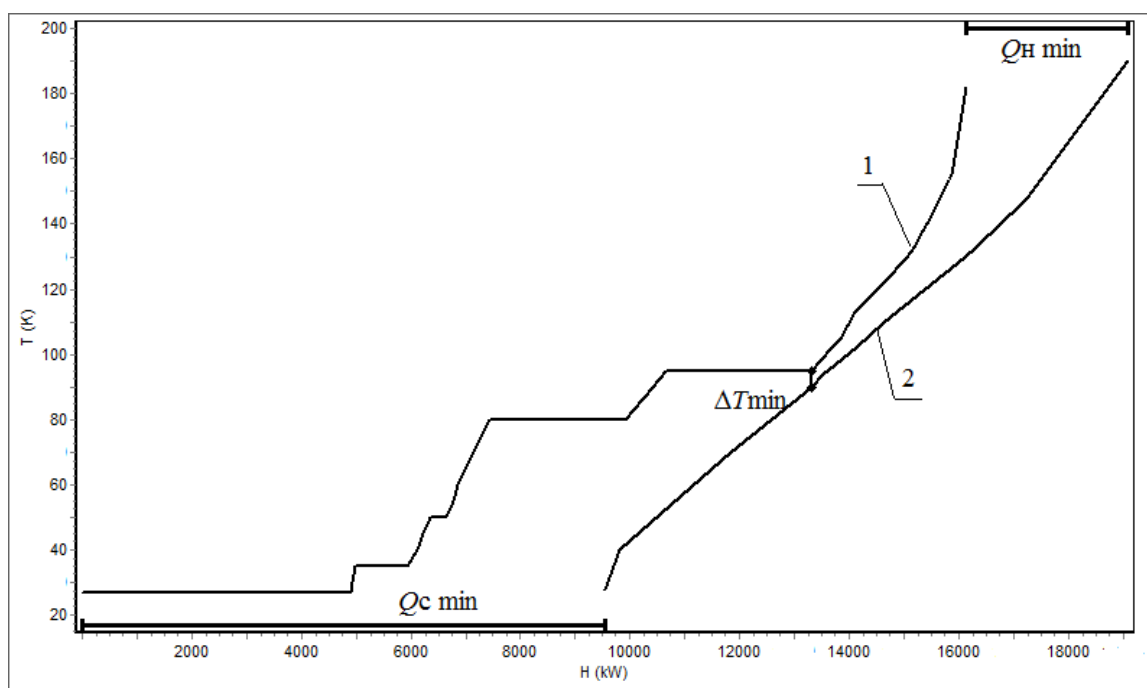
Анализ области локализации ΔT_{min} показывает нам, что при выборе величины ΔT_{min} из интервала 3...7 °С теплообменная система существующего процесса будет работать в экономически оптимальном режиме, при этом минимальные затраты на проектирования = 2055600 долл. США.

Построим составные кривые для существующего процесса (при $\Delta T_{min} = 36$ °С) и для проекта реконструкции (при $\Delta T_{min} = 5$ °С). Для этого на энтальпийно-температурной диаграмме построим горячую и холодную составные кривые. Наименьшее расстояние между кривыми по оси ординат – температурной оси показывается областью пинча выбранной системы технологических потоков.



1 – составная кривая горячих технологических потоков; 2 – составная кривая холодных технологических потоков; ΔT_{\min} – минимальная разность температур между теплоносителями; $Q_h \min$ – целевая величина горячих утилит; $Q_c \min$ – целевая величина холодных утилит

Рис. 3 – Составные кривые существующего процесса производства карбамида (при $\Delta T_{\min} = 36 \text{ }^\circ\text{C}$)



1 – составная кривая горячих технологических потоков; 2 – составная кривая холодных технологических потоков; ΔT_{\min} – минимальная разность температур между теплоносителями; $Q_h \min$ – целевая величина горячих утилит; $Q_c \min$ – целевая величина холодных утилит

Рис. 4 – Составные кривые интегрированного процесса (при $\Delta T_{\min} = 5 \text{ }^\circ\text{C}$)

Рис. 3 представляет собой температурно-энтальпийную диаграмму существующего процесса производства гранулированного карбамида на агрегате АК-70. Область перекрытия потоков вдоль энтальпийной оси определяет значение тепловой энергии, которую можно рекуперировать в данном

процессе. В нашем случае можно сохранить 4383 кВт энергии. По составным кривым можно определить мощность горячих и холодных утилит, которые составляют 5174,1 для горячих и 11762 кВт для холодных.

При разности температур $\Delta T_{\min} = 36$ °C пинч локализуется на температуре для горячих потоков, равной 95 °C и для холодных потоков 59 °C.

Сдвинутые технологические потоки интегрированного процесса при $\Delta T_{\min} = 5$ °C представлены на рис. 4. Мы видим, что пинч локализуется на температуре для горячих потоков 95 °C, и соответственно для холодных – 90 °C.

Область перекрытия потоков увеличилась, т.е. увеличилась рекуперация тепловой энергии до 6615 кВт. Вследствие этого величина мощности внешней энергии, подводимой с помощью пара уменьшилась до 2941,6 кВт, а потребление охлаждающей воды уменьшилось до 9529,9 кВт.

Наглядно энергосберегающий потенциал процесса приведен в таблице 1.

Таблица 1 – Энергопотребление системы теплообмена

	Существующий процесс	Интегрированный процесс	Уменьшение энергопотребление, %
$\Delta T_{\min},$ °C	36	5	–
Мощность рекуперации, кВт	4383	6615	–
Горячие утилиты, кВт	5174,1	2941,6	43
Холодные утилиты, кВт	11762	9529,9	19

Выводы. При обследовании процесса производства гранулированного карбамида были выявленные существенные недостатки существующей теплообменной системы, которые приводят к увеличению энергопотребления. В результате применения пинч-метода была получена сравнительная характеристика существующего и интегрированного процесса производства гранулированного карбамида. Теплоэнергетическая интеграция процесса позволит снизить энергопотребление горячих утилит на 9,2 МВт, а холодных на 2,2 МВт, что составляет экономию 43 % по горячим и 19 % по холодным утилитам.

Литература

1. Михайлок Е. Внедрение энергосберегающих технологий на Юге Украины. –2009 [Электронный ресурс]. – Режим доступа: <http://portmone.name/>
2. Горловский Д.М. Технология карбамида / Д.М. Горловский, Л.Н. Альтшулер, В.И. Кучерявый. – Л. Химия, 1981. – 320 с.
3. Tovazshneanski L.L. Energy Integration of the Early Crude Oil Unit with Take Into Account Different regime / L.L. Tovazshneanski, P.A. Kapustenko, L.M. Ulyev, S.A. Boldyryev, M.V. Tarnovsky // Chemical Engineering Transaction. – 2005 – Vol. 7. – p. 103–108.
4. Plesu V. Catalytic, reforming plant simulation for energy saving and rational use of hydrogen / Plesu V., Baetens D., Bumbac G.// 1th Conference on process integration, modeling and optimization for energy saving and pollution reduction. PRES'01. Chemical engineering translations, 2001. – Vol. 2. –p. 489–492.
5. Клемеш Й. Применение метода пинч-анализа для проектирования энергосберегающих установок нефтепереработки / Й. Клемеш, Ю.Т. Костенко, Л.Л. Товажнянский, П.А. Капустенко, Л.М. Ульев, А.Ю. Перевертайленко, Б.Д. Зулин // ТОХТ. 1999. Т. 33, № 4. С. 420 – 431.
6. Ульев Л.М. Экстракция данных для пинч-анализа производства карбамида на агрегате АК-70 / Л.М. Ульев, О.А. Яценко// Интегровані технології та енергозбереження –Харків: НТУ «ХП», 2013. –№2. – с. 114–120
7. Смит Р. Основы интеграции тепловых процессов / Р. Смит, Й. Клемеш, Л. Л. Товажнянский, П. А. Капустенко, Л. М. Ульев. – Харьков: ХГПУ, 2000. – 457 с.

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ ГІДРОКОНТАКТНОЇ ВЗАЄМОДІЇ РІДИНИ З ТВЕРДИМ ТІЛОМ

Лаврінченко Н.М. д-р фіз.-мат. наук, професор
Науково-технологічний центр «Реактивелектрон» НАН України, м.Донецьк

Проаналізовано фізичні особливості та результат взаємодії високошвидкісного струменя рідини (води) з поверхнею заготовки замороженого харчового продукту (твердого тіла) на основі програмно-математичного комплексу чисельного моделювання ANSYS.

Material properties and results of the study of interaction of high speed stream water and surface sample food-stuff using ANSYS are discussed.

Ключові слова: водорізання, високошвидкісний струмінь води, параметри твердого тіла, ANSYS

Енергетично екстремальні процеси взаємодії високошвидкісного компактного струменя абразивно-рідинної суспензії з поверхнею твердотільної заготовки (мішени) являються фізичною передумовою всіх операційних ультраструменевих технологій. Останнім часом, крім традиційного використання високошвидкісних струменів у якості технологічного інструменту для гідрорізання різних матеріалів або очищення поверхні виробів від забруднення, отримали свій розвиток інноваційні гідротехнології ультраструменевої активації рідин та отримання ультрадрібнодисперсних суспензій, а також технологія ультраструменевої експрес-діагностики параметрів якості поверхневого шару деталей та конструкцій.

Значне місце в технологічному процесі механічної обробки харчових продуктів займає подрібнювання продуктів способом різання. Для цього використовують машини для різання заморожених продуктів (МРЗП), машини для подрібнення блоків замороженого м'яса (Б9-ФДМ-01) [1], стрічкові пилки (КТ) [2], тощо. Проте ці методи мають деякі недоліки: сталеві ножі окислюються при роботі та псують продукт, існують втрати продукту через налипання його на ріжучий орган, небезпека при обслуговуванні обладнання та ін. Альтернативним способом обробки є процес гідрорізання, що виключає перелічені недоліки [3]. Процес гідрорізання заснований на перетворенні кінетичної енергії води, яка витікає під надвисоким тиском із сопла, що формує струмінь, на механічну роботу різання безпосередньо в зоні обробки без будь-яких проміжних механізмів.

Фізична схема процесу обробки матеріалів надзвуковим струменем рідини дає уявлення про фізичні, теплові, хімічні та інші закономірності процесу гідрорізання, в результаті якого при русі різального інструмента-струменя відбувається відрив часток оброблюваного матеріалу, тобто його руйнування [4]. Ефективність обробки матеріалу струменями води визначається його фізико-механічними властивостями [5,6]. Процес різання будь-яких твердих матеріалів відбувається під дією сукупності пружних та пластичних деформацій, унаслідок яких від загальної маси матеріалу відділяються його частки. У роботі [7] експериментально показано, що твердість заморожених харчових продуктів впливає на процес гідрорізання і є одним з визначальних факторів процесу різання струменями води надвисокого тиску, а також повинна враховуватися при проектуванні та розрахунку конструкції водорізного обладнання. Виявлено також, що зі збільшенням тиску води раціональні значення швидкості переміщення високошвидкісного струменя води збільшуються, а з підвищенням граничного напруження зрушення – зменшуються [8]. При цьому зі зміною швидкості переміщення високошвидкісного струменя води швидкість збільшення бічної поверхні різа змінюється за параболічним законом із наявністю точки максимальної швидкості збільшення бічної поверхні різа.

Аналіз літератури показав, що сучасний стан промислового становлення та освоєння ультраструменевих технологій характеризується деяким методологічним протиріччям між технічним рівнем забезпечення даних технологій, що динамічно підвищується, та відставанням у розумінні фізичних закономірностей поведінки поверхневого шару твердого тіла під дією високошвидкісного струменя рідини. Відсутність розвинутого апарату математичного моделювання та аналізу складної сукупності процесів гідроконтактної взаємодії рідини з твердим тілом не дозволяє зробити науково-практичні узагальнення за наявними експериментальними даними.

Метою статті є аналіз фізичних особливостей та результату взаємодії високошвидкісного струменя рідини з поверхнею твердого тіла на основі програмно-математичного комплексу чисельного моделювання ANSYS.

Дослідження взаємодії високошвидкісного струменя води зі зразком харчового продукту проводилось з використанням апарату механіки суцільного середовища у двувимірній вісесиметричній постанов-

ці. Ідеалізована розрахункова схема у початковий момент часу показана на рис.1, де 1 – струмінь води (швидкість $V_0=800$ м/с), 2 – зразок харчового продукту (мішень), Γ_1 - Γ_4 - прямі, що обмежують область, яка розглядається.

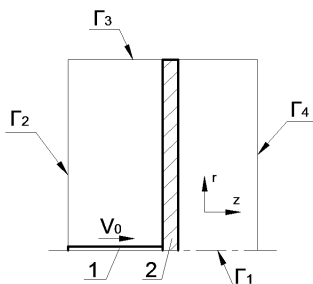


Рис. 1 – Розрахункова схема взаємодії струменя води з мішенню

При розрахунках використовувалась ідеальна пружнопластична модель середовища, для якої система рівнянь у змінних Ейлера має вид [9]:

- 1) Закон збереження маси:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial(\rho v_r)}{\partial r} + \frac{\partial(\rho v_z)}{\partial z} + \frac{\rho v_r}{r} = 0$$

- 2) Закон збереження імпульсу:

$$\rho \frac{d v_r}{d t} = \frac{\partial \sigma_{rr}}{\partial r} + \frac{\partial D_{rz}}{\partial z} + \frac{2D_{rr} + D_{zz}}{r}; \quad \rho \frac{d v_z}{d t} = \frac{\partial \sigma_{zz}}{\partial z} + \frac{\partial D_{rz}}{\partial r} + \frac{D_{rz}}{r}$$

- 3) Закон збереження енергії:

$$\rho \frac{de}{dt} = \sigma_{rr} \dot{\epsilon}_{rr} + \sigma_{zz} \dot{\epsilon}_{zz} + \sigma_{\theta\theta} \dot{\epsilon}_{\theta\theta} + 2\sigma_{rz} \dot{\epsilon}_{rz}$$

- 4) Рівняння стану середовищ, що взаємодіють:

$$p = p(\rho, e);$$

- 5) Кінематичні співвідношення:

$$\dot{\epsilon}_{rr} = \frac{\partial v_r}{\partial r}, \quad \dot{\epsilon}_{\theta\theta} = \frac{v_r}{r}, \quad \dot{\epsilon}_{zz} = \frac{\partial v_z}{\partial z}, \quad \dot{\epsilon}_{rz} = \frac{\partial v_r}{\partial z} + \frac{\partial v_z}{\partial r}, \quad \dot{\epsilon}_{r\theta} = \dot{\epsilon}_{z\theta} = 0;$$

- 6) Закон Гука:

$$\dot{S}_{ij} = 2G(\dot{\epsilon}_{ij} - \frac{1}{3} \dot{V} g^{ij}) = 2G(\dot{\epsilon}_{ij} + \frac{1}{3} \frac{\dot{\rho}}{\rho} g^{ij});$$

- 7) Складові тензора пластичних деформацій:

$$\dot{\epsilon}_{ij}^p = \lambda S_{ij};$$

- 8) Компоненти тензора напружень:

$$\sigma_{ij} = -g_{ij} p + S_{ij};$$

- 9) Рівняння пластичної течії Прандтля-Рейсса:

$$\frac{dS_{ij}}{dt} + 2G\lambda S_{ij} = 2G \left(\dot{\epsilon}_{ij} + \frac{1}{3\rho} \frac{d\rho}{dt} g_{ij} \right);$$

- 10) Умова Мізеса:

$$\frac{D D_{rr}}{D t} = 2G \left(\dot{\epsilon}_{rr} + \frac{1}{3\rho} \cdot \frac{d\rho}{dt} \right); \quad \frac{D D_{zz}}{D t} = 2G \left(\dot{\epsilon}_{zz} + \frac{1}{3\rho} \cdot \frac{d\rho}{dt} \right); \quad \frac{D D_{rz}}{D t} = G(\dot{\epsilon}_{rz});$$

$$f = 2 \cdot (D_{rr}^2 + D_{rz}^2 + D_{zz}^2 + D_{rr} \cdot D_{zz}) \leq \frac{2}{3} Y^2.$$

Тут ρ – густина; p – тиск; e – питома внутрішня енергія; t – час; r, z – радіальна та осьова координати; v_r, v_z – компоненти вектора швидкості; g_{ij} – метричні коефіцієнти основного базису системи координат,

де $i, j = r, \theta, z$; $\sigma_r, \sigma_{zz}, \sigma_{\theta\theta}$ – нормальні напруження у радіальному, осьовому і тангенціальному напрямках; σ_{rz} – дотичні напруження; D_{ij} – компоненти діватора напружень; $\dot{\varepsilon}_{ij}$ – компоненти тензора швидкостей деформацій; $D(\dots)/Dt$ – похідна Яуманна; G – модуль зсуву; Y – динамічна границя текучості; λ – коефіцієнт пропорційності у асоційованому законі пластичної течії; g_{ij} – символи Кронекера ($g_{ij}=1$ при $i=j$; $g_{ij}=0$ при $i \neq j$); S_{ij} – компоненти діватора напружень; V – питомий об'єм.

Для моделювання умови руйнування мішені було вибрано деформаційний критерій, згідно з яким руйнування матеріалу відбувається тоді, коли інтенсивність пластичних деформацій

$$\varepsilon = \sqrt{2/3} \sqrt{\varepsilon^{ij} \varepsilon^{ij}} \text{ перевищує своє критичне (граничне) значення } \varepsilon^*$$

Рівняння стану для мішені бралось у вигляді лінійної баротропної залежності тиску від густини $p = K(\rho/\rho_0 - 1)$, де $\rho_0 = 1\text{г/см}^3$ – початкова густина, K – модуль об'ємного стиснення. Рівняння стану високошвидкісного струменя води має вид поліноміальної залежності тиску від густини:

$$p = A_1\mu + A_2\mu^2 + A_3\mu^3 + (B_0 + B_1\mu) \cdot \rho_0 e \quad \text{при } \mu \geq 0;$$

$$p = T_1\mu + T_2\mu^2 + B_0 \cdot \rho_0 e, \quad \text{при } \mu < 0,$$

$$(\mu = \rho/\rho_0 - 1, A_1 = 2,2 \text{ ГПа}, A_2 = 9,54 \text{ ГПа}, A_3 = 14,57 \text{ ГПа}, B_0 = 0,28, B_1 = 0,28, T_1 = 2,2 \text{ ГПа}, T_2 = 0).$$

Параметри струменя: діаметр $d_c = 0,8$ мм, швидкість $V_c = 800$ м/с. У області контакту струменя з мішенню виконується умова непроникності матеріалу, а також обмеження на напружений стан

$$p_{ni}^{(\text{струмінь})} = \sigma_{ij}^{(\text{мішень})} n^i$$

В результаті моделювання отримали, що механізм руйнування пластичного матеріалу під дією високошвидкісного струменя води з урахуванням деформаційного критерію руйнування для мішені 1 (границя текучості 0.3 ГПа, критичні деформації 0.43) складається з таких основних етапів:

- При початковому контакті струменя з мішенню утворюється характерний валик пластичного відтискування матеріалу;
- Приводиться у дію механізм розклинювання;
- Утворюються тріщини;
- По периметру плями контакту струменя з перешкодою утворюється кільцева область пластичного деформування, руйнування відбувається за зсувним механізмом;
- На заключному етапі екстремальний напружено-деформований стан, спричинений ефектом розклинювання та тріщино утворення, приводить до «вибивання пробки» матеріалу.

Слід відзначити, що відмітною особливістю руйнування матеріалу є утворення тріщин, які появляються та розвиваються, починаючи з 108 мкс взаємодії (на рис.2 області тріщино утворення показані зірочками **). Тріщини з'являються як з боку дії струменя, так і з протилежної до його дії сторони по осі симетрії. Являючись концентраторами напружень, тріщини ростуть та розвиваються по периферійним зонам контакту струменя та матеріалу. В результаті цього процесу за рахунок розклинювання та процесів тріщино утворення відбувається розривання матеріалу.

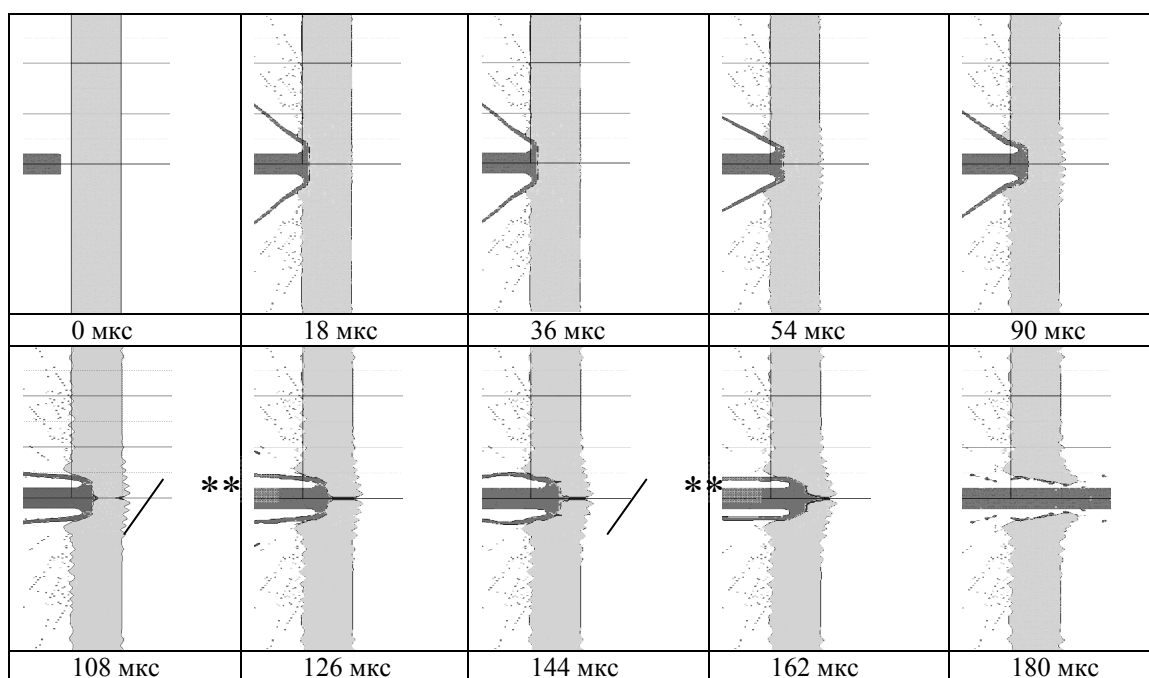
Для порівняння розглянемо процес руйнування матеріалу з параметрами – границя текучості 0.45 ГПа, критичні деформації 0.77 – за деформаційним критерієм. Як впливає з рис.2 (б), механізм руйнування мішені 2 має ті ж самі основні етапи.

На основі аналізу рисунку 2 можна зробити такі **висновки**:

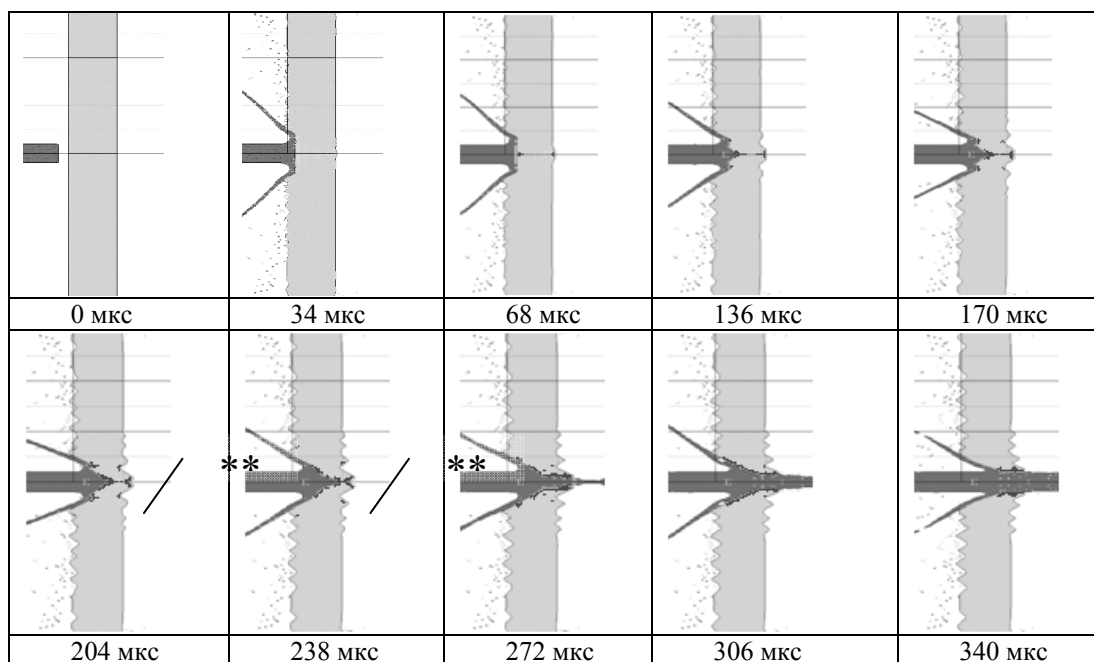
- Механізм гідрорізання при дії високошвидкісного струменя води на мішень залежить від фізико-механічних характеристик матеріалу;
- За величиною валика пластичного відтискування матеріалу у зоні контакту «струмінь-мішень» можна робити висновки про пластичні властивості мішені

Таким чином, чисельне моделювання процесу гідро різання за критерієм граничних пластичних деформацій цілком задовільно описує наявні експериментальні дані.

Напрямок подальших досліджень є розробка та чисельна верифікація інженерної методики критеріальної відповідності рівня та параметрів ультраструменевого впливу реальним характеристикам експлуатаційно-технологічних навантажень на матеріал, що досліджується. Перспективним напрямком досліджень є визначення оптимальних параметрів водорізного обладнання, що дозволить підвищити якість водорізання та його продуктивність.



a)



б)

Рис. 2 – Проникнення високошвидкісного струменя води у мішень 1 (а) та мішень 2 (б)

Література

1. Машины и аппараты пищевых производств [Текст]: учеб. для вузов/ С.Т. Антипов и др.; отв. В.А. Панфилов. – М.: Высш.шк., 2001. – 703с.
2. Режим доступу: www.tvs-m.ru
3. Гордієнко, О.В. Гідрорізання у харчовому виробництві [Текст] / О.В. Гордієнко, А.В. Погребняк, С.О. Фоменко // Обладнання та технології харчових виробництв: темат. зб. наук. пр. – 2007.- вип.16. – С.26-31.
4. Тихомиров Р.А. Гидрорезание судостроительных материалов [Текст] / Р.А. Тихомиров, В.Ф. Бабанин, Е.Н. Петухов. – Л.: Судостроение, 1987. – 164с.

5. Тихомиров Р.А. Гидрорезание неметаллических материалов [Текст] / Р.А. Тихомиров, В.С. Гуенко. – К.: Техника, 1984. – 150с.
6. Гордієнко, О.В. Дослідження процесу водорізання харчових матеріалів і продуктів [Текст] / О.В. Гордієнко, А.В. Погребняк // Обладнання та технології харчових виробництв: темат. зб. наук. пр. – 2008.- вип.18. – С.280-287.
7. Гордієнко, О.В. Вплив твердості заморожених харчових продуктів на параметри процесу водорізання та водорізного обладнання [Текст] / О.В. Гордієнко, А.В. Погребняк // Обладнання та технології харчових виробництв: темат. зб. наук. пр. – 2009.- вип.20. – С.148-153.
8. Гордієнко, О.В. Залежність швидкості збільшення бічної поверхні різа харчових продуктів високошвидкісним струменем води від швидкості його переміщення [Текст] /// Обладнання та технології харчових виробництв: темат. зб. наук. пр. – 2011.- вип.26. – С.16-21.
9. Численные методы в задачах физики быстропротекающих процессов [Текст]: учеб. для вузов. / А.В. Бабкин, В.И. Колпаков, В.Н. Охитин, В.В. Селиванов. – 2-е изд., испр. – Т. 3. – М.: Изд-во МГТУ им. Н.Э. Баумана, 2006. – 520с.

УДК 519.6: 536.24

МЕТОД ЧИСЛЕННОГО МОДЕЛИРОВАНИЯ ТЕПЛО – И МАССООБМЕНА ПРИ ТРЕХМЕРНОМ ЛАМИНАРНОМ, ПЕРЕХОДНОМ И ТУРБУЛЕНТНОМ РЕЖИМАХ ТЕЧЕНИЯ

Никитенко Н. И. д.т.н., профессор¹, Снежкин Ю. Ф. член-корр., профессор¹,

Сорокова Н. Н. к.т.н., с.н.с.¹, Кольчик Ю.Н. к.т.н., доцент²

¹Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

²Киевский национальный университет строительства и архитектуры

Излагается метод численного моделирования динамики трехмерного течения и тепломассообмена вязкой жидкости на базе уравнений Навье-Стокса при ламинарном, переходном и турбулентном режимах движения. Результаты численного моделирования достаточно хорошо согласуются с опытными данными.

Present a method for the numerical simulation of the dynamics of three-dimensional flow and heat and mass transfer of a viscous fluid on the basis of the Navier-Stokes equations for laminar, transitional and turbulent regimes nom movement. The results of the numerical simulation is sufficiently good agreement with the experimental data.

Ключевые слова: Трехмерное течение и тепломассообмен, переходной и турбулентный режимы движения, метод торможения скоростей изменения искомых функций

Математические модели для описания тепло- и массообменных процессов при турбулентном режиме конвекции обычно базируются на идее Рейнольдса об усреднении уравнений Навье-Стокса, согласно которой мгновенные значения скорости, давления, плотности и температуры представляются суммами их средних и пульсационных значений. В результате исходные уравнения Навье-Стокса с использованием некоторых дополнительных условий осреднения искомых функций во времени, преобразуются в уравнения относительно осредненных значений искомых функций. В осредненных уравнениях переноса пульсации скорости, температуры и концентрации компонента вызывают появление членов, которые трактуются как турбулентное трение, турбулентная теплопроводность и турбулентная диффузия.

Установление взаимосвязи между характеристиками осредненного и пульсационного переноса является достаточно сложной задачей, решение которой сопряжено с необходимостью использования большого объема эмпирической информации. Это приводит к снижению достоверности и универсальности получаемых результатов расчетов турбулентной конвекции. В последние годы все чаще высказывается заключение, что математическое моделирование процессов турбулентного течения и тепломассообмена на базе осредненных уравнений переноса импульса, массы и энергии является малоперспективным, и более предпочтительными представляются методы математического моделирования на основе исходных дифференциальных уравнений движения, неразрывности, тепло- и массопереноса [1–5].

Для численного решения задач естественной конвекции в двухмерной постановке при значительных числах Релея в работе [2] предлагается новый подход, базирующийся непосредственно на уравнениях

Навье-Стокса и методе торможения скоростей изменения искоемых функций в некоторых узловых точках области, в которых эти скорости превышают допустимые с физической точки зрения значения. Идея метода торможения успешно использовалась при численном моделировании некоторых двумерных задач теплообмена при естественной [2] и вынужденной [3] конвекции несжимаемой и сжимаемой жидкости [4].

В настоящей работе излагается метод численного моделирования динамики трехмерного течения и теплообмена вязкой жидкости при ламинарном, переходном и турбулентном режимах движения. Для расчета переходного и турбулентного режимов движения жидкости привлекается метод торможения скоростей изменения искоемых функций.

Математическая модель и метод расчета. Система уравнений, описывающая трехмерное течение неоднородной жидкости и теплоперенос в приближении Буссинеска в переменных — вектор вихря ω , вектор потенциала ψ , температура T , концентрация примеси C , строится путем исключения из уравнений Навье-Стокса для несжимаемой жидкости функции давления [2], и может быть записана в декартовых координатах следующим образом:

$$\begin{aligned} \frac{\partial \omega_x}{\partial t} + u \frac{\partial \omega_x}{\partial x} + v \frac{\partial \omega_x}{\partial y} + w \frac{\partial \omega_x}{\partial z} - \omega_x \frac{\partial u}{\partial x} - \omega_y \frac{\partial u}{\partial y} - \omega_z \frac{\partial u}{\partial z} = \nu \left(\frac{\partial^2 \omega_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \omega_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \omega_x}{\partial z^2} \right) + \\ + g\beta_T \left(\frac{g_z}{g} \frac{\partial T}{\partial y} - \frac{g_y}{g} \frac{\partial T}{\partial z} \right) + g\beta_C \left(\frac{g_z}{g} \frac{\partial C}{\partial y} - \frac{g_y}{g} \frac{\partial C}{\partial z} \right), \end{aligned} \quad (1)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial \omega_y}{\partial t} + u \frac{\partial \omega_y}{\partial x} + v \frac{\partial \omega_y}{\partial y} + w \frac{\partial \omega_y}{\partial z} - \omega_x \frac{\partial v}{\partial x} - \omega_y \frac{\partial v}{\partial y} - \omega_z \frac{\partial v}{\partial z} = \nu \left(\frac{\partial^2 \omega_y}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \omega_y}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \omega_y}{\partial z^2} \right) + \\ + g\beta_T \left(\frac{g_x}{g} \frac{\partial T}{\partial z} - \frac{g_z}{g} \frac{\partial T}{\partial x} \right) + g\beta_C \left(\frac{g_x}{g} \frac{\partial C}{\partial z} - \frac{g_z}{g} \frac{\partial C}{\partial x} \right), \end{aligned} \quad (2)$$

$$\begin{aligned} \frac{\partial \omega_z}{\partial t} + u \frac{\partial \omega_z}{\partial x} + v \frac{\partial \omega_z}{\partial y} + w \frac{\partial \omega_z}{\partial z} - \omega_x \frac{\partial w}{\partial x} - \omega_y \frac{\partial w}{\partial y} - \omega_z \frac{\partial w}{\partial z} = \nu \left(\frac{\partial^2 \omega_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \omega_z}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \omega_z}{\partial z^2} \right) + \\ + g\beta_T \left(\frac{g_y}{g} \frac{\partial T}{\partial x} - \frac{g_x}{g} \frac{\partial T}{\partial y} \right) + g\beta_C \left(\frac{g_y}{g} \frac{\partial C}{\partial x} - \frac{g_x}{g} \frac{\partial C}{\partial y} \right), \end{aligned} \quad (3)$$

$$\frac{\partial^2 \psi_x}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \psi_x}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \psi_x}{\partial z^2} = \omega_x, \quad (4)$$

$$\frac{\partial^2 \psi_y}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \psi_y}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \psi_y}{\partial z^2} = \omega_y, \quad (5)$$

$$\frac{\partial^2 \psi_z}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 \psi_z}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 \psi_z}{\partial z^2} = \omega_z, \quad (6)$$

$$\rho c_p \left(\frac{\partial T}{\partial t} + u \frac{\partial T}{\partial x} + v \frac{\partial T}{\partial y} + w \frac{\partial T}{\partial z} \right) = \lambda \left(\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \right), \quad (7)$$

$$\frac{\partial C}{\partial t} + u \frac{\partial C}{\partial x} + v \frac{\partial C}{\partial y} + w \frac{\partial C}{\partial z} = D \left(\frac{\partial^2 C}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 C}{\partial z^2} \right), \quad (8)$$

$$\omega_x = \frac{\partial w}{\partial y} - \frac{\partial v}{\partial z}, \quad \omega_y = \frac{\partial u}{\partial z} - \frac{\partial w}{\partial x}, \quad \omega_z = \frac{\partial v}{\partial x} - \frac{\partial u}{\partial y}. \quad (9)$$

$$u = \frac{\partial \psi_z}{\partial y} - \frac{\partial \psi_y}{\partial z}, \quad v = \frac{\partial \psi_x}{\partial z} - \frac{\partial \psi_z}{\partial x}, \quad w = \frac{\partial \psi_y}{\partial x} - \frac{\partial \psi_x}{\partial y}, \quad (10)$$

Здесь t — время; u, v, w — составляющие скорости в проекции на оси декартовых координат x, y, z ; $\omega_x, \omega_y, \omega_z$ — составляющие вектора вихря; ψ_x, ψ_y, ψ_z — составляющие векторного потенциала; T — температура; C — объемная концентрация компонента; ν — коэффициент кинематической вязкости; g — ускорение, создаваемое массовыми силами; β_T — температурный коэффициент объемного расширения; β_C — диффузионный коэффициент объемного расширения; ρ — плотность среды; c_p — удельная теплоемкость; λ — коэффициент теплопроводности; D — коэффициент диффузии

Граничные условия для уравнений (1) – (6) формируются в предположении, что компоненты вектора скорости на внешних границах области являются заданными. Для области с непроницаемыми стенками значения компонентом вектора скорости в соответствии с условием прилипания равны нулю. Следует отметить, что процессы тепло- и массообмена при естественной конвекции в ограниченном пространстве встречаются во многих технических и биологических объектах.

Для случая, когда область имеет форму параллелепипеда и его стенки непроницаемы, граничные условия уравнений (1) – (3) для составляющих вектора вихря с учетом уравнений (9) записываются следующим образом

$$\omega_x = 0, \quad \omega_y = -\frac{\partial w}{\partial x}, \quad \omega_z = \frac{\partial v}{\partial x} \quad \text{при } x = const; \quad (11)$$

$$\omega_x = \frac{\partial w}{\partial y}, \quad \omega_y = 0, \quad \omega_z = -\frac{\partial u}{\partial y} \quad \text{при } y = const; \quad (12)$$

$$\omega_x = -\frac{\partial v}{\partial z}, \quad \omega_y = \frac{\partial u}{\partial z}, \quad \omega_z = 0, \quad \text{при } z = const. \quad (13)$$

Граничные условия на стенке с прилипанием уравнений (4) – (6) для составляющих векторного потенциала с учетом выражений (10) имеют следующий вид [6]

$$\frac{\partial \psi_x}{\partial x} = 0, \quad \psi_y = 0, \quad \psi_z = 0 \quad \text{при } x = const; \quad (14)$$

$$\psi_x = 0, \quad \frac{\partial \psi_y}{\partial y} = 0, \quad \psi_z = 0 \quad \text{при } y = const; \quad (15)$$

$$\psi_x = 0, \quad \psi_y = 0, \quad \frac{\partial \psi_z}{\partial z} = 0, \quad \text{при } z = const. \quad (16)$$

Для уравнений переноса энергии (7) и переноса массы вещества (8) граничные условия тепло и массообмена могут быть заданы первого, второго и третьего рода.

Для решения системы уравнений (1) – (10) при заданных краевых условиях предлагается явный разностный метод, излагаемый ниже для случая, когда область, в которой протекают процессы трехмерного течения и тепло-массообмена, представляет собой прямоугольный параллелепипед с непроницаемыми стенками. Для аппроксимации дифференциальных уравнений разностными вводится пространственно-временная сетка с координатами

$$x_i = ih_x, \quad y_j = jh_y, \quad z_m = mh_z, \quad t_n = nl, \quad (17)$$

где h_x, h_y, h_z — шаги по координатам x, y, z ; l — шаг по времени; $i = 0, 1, \dots, I; j = 0, 1, \dots, J; m = 0, 1, \dots, M; n = 0, 1, \dots; x_I = X, y_J = Y, z_M = Z$.

Численное решение уравнений переноса вихря, энергии и массы проводится на основе трехслойной пересчетной разностной схемы Никитенко, предложенной в [7]. При этом дифференциальному уравнению переноса ставятся в соответствие два разностных уравнения и искомая функция на каждом временном шаге вычисляется в двух приближениях. Разностное уравнение для первого приближения является двухслойным. Оно аппроксимирует неполное уравнение переноса, в котором сохраняются только конвективные члены и временная производная. Для второго приближения используется трехслойное разностное уравнение, строящееся путем аппроксимации всех членов исходного дифференциального уравнения. В соответствии с этой схемой разностные уравнения, аппроксимирующие уравнение (1) переноса вихря в проекции на ось x уравнение переноса энергии (7) записываются следующим образом:

$$\begin{aligned} & (\delta_t \bar{\omega}_x + u \delta_x \bar{\omega}_x + v \delta_y \bar{\omega}_x + w \delta_z \bar{\omega}_x - \omega_x \delta_x u - \omega_y \delta_y u - \omega_z \delta_z u = \\ & = g\beta_T \left(\frac{g_z}{g} \delta_y T - \frac{g_y}{g} \delta_z T \right) + g\beta_C \left(\frac{g_z}{g} \delta_y C - \frac{g_y}{g} \delta_z C \right), \end{aligned} \quad (18)$$

$$\begin{aligned} & (1 + \Omega_\omega) \delta_t \bar{\omega}_x - \Omega_\omega \delta_t \bar{\omega}_x^{n-1} + u \delta_x \bar{\omega}_x + v \delta_y \bar{\omega}_x + w \delta_z \bar{\omega}_x - \omega_x \delta_x u - \omega_y \delta_y u - \omega_z \delta_z u = \\ & = v (\delta_{xx} \bar{\omega}_x + \delta_{yy} \bar{\omega}_x + \delta_{zz} \bar{\omega}_x) + g\beta_T \left(\frac{g_z}{g} \delta_y \bar{T} - \frac{g_y}{g} \delta_z \bar{T} \right) + g\beta_C \left(\frac{g_z}{g} \delta_y \bar{C} - \frac{g_y}{g} \delta_z \bar{C} \right); \end{aligned} \quad (19)$$

$$\delta_t \bar{T} + u \delta_x T + v \delta_y T + w \delta_z T = 0, \quad (20)$$

$$(1 + \Omega_T) \delta_t T - \Omega_T \delta_t T^{n-1} + u \delta_x T + v \delta_y T + w \delta_z T = (\delta_{xx} \bar{\omega}_x + \delta_{yy} \bar{\omega}_x + \delta_{zz} \bar{\omega}_x) \lambda / (c_p \rho). \quad (21)$$

В разностных уравнениях (18) – (21) искомые сеточные функции $\phi_{i,j,m}^n$ и $\bar{\phi}_{i,j,m}^{n+1}$ ($\phi = \omega_x, \omega_y, \omega_z, u, v, w, T, C$) для точки (x_i, y_j, z_m, t_n) записаны для простоты без индексов, т.е. $\phi = \phi_{i,j,m}^n, \bar{\phi} = \bar{\phi}_{i,j,m}^{n+1}$; Ω_ϕ ($\phi = \omega, T, C$) — весовой параметр разностного уравнения; $\delta_t \phi^n = (\phi_{i,j,m}^{n+1} - \phi_{i,j,m}^n)/l$; $\delta_t \bar{\phi} = (\bar{\phi}_{i,j,m}^{n+1} - \phi_{i,j,m}^n)/l$; $\delta_x \phi = (\phi_{i+1,j,m}^n - \phi_{i-1,j,m}^n)/(2h_x)$; $\delta_{xx} \phi = (\phi_{i+1,j,m}^n + \phi_{i-1,j,m}^n - 2\phi_{i,j,m}^n)/h_x^2$. Разностные аппроксимации дифференциальных уравнений (2), (3) и (8) записываются аналогично (18), (19) и (20), (21)..

Необходимые условия устойчивости решения разностных уравнений находятся при помощи метода условного задания некоторых искомых функций [8]. При $\Omega_\phi^n = 0$, когда уравнения (19), (21) являются двухслойными [7], шаг по времени l должен удовлетворять условие

$$l \leq \min\{l_V, l_\omega, l_T, l_C\}, \quad (22)$$

где

$$l_V = (u_{ijm}^n/h_x + v_{ijm}^n/h_y + w_{ijm}^n/h_z)^{-1}, \quad l_\omega = [2v(1/h_x^2 + 1/h_y^2 + 1/h_z^2)]^{-1},$$

$$l_T = [2(1/h_x^2 + 1/h_y^2 + 1/h_z^2)\lambda/(c_p\rho)]^{-1}, \quad l_D = [2D(1/h_x^2 + 1/h_y^2 + 1/h_z^2)]^{-1}.$$

Если $l_V > l_\gamma = \min\{l_\omega, l_T, l_C\}$, тогда можно найти такие значения параметров Ω_ϕ^n , при которых шаг по времени $l = l_V$. Согласно условию устойчивости явной трехслойной разностной схемы это достигается, когда [7] $\Omega_\phi = (l_V/l_\phi - 1)/2$. Если $l_V/l_\phi \leq 1$, тогда следует положить $\Omega_\phi = 0$.

Уравнения (4) – (6) для составляющих векторного потенциала ψ_x, ψ_y, ψ_z решаются на каждом временном слое методом установления с использованием трехслойной явной разностной схемы [7]. На сетке, отличающейся от (17) тем, что вместо реального времени t , вводится дискретная переменная $\tau_k = kl_\psi, k = 0, 1, 2, \dots, l_\psi > 0$, разностная аппроксимация уравнения (4) может быть записана в виде

$$(1 + \Omega_\psi)\delta_t \psi_{xijm}^k - \Omega_\psi \delta_t \psi_{xijm}^{k-1} = \delta_{xx} \psi_{xijm}^k + \delta_{yy} \psi_{xijm}^k + \delta_{zz} \psi_{xijm}^k - \omega_{xijm}^{n+1}, \quad (23)$$

где Ω_ψ — весовой параметр, $\Omega_\psi \geq 0$. Значения весового параметра Ω_ψ находятся в соответствии с условиями устойчивости уравнения (23) [7]:

$$\Omega_\psi = (l_\psi/l_{\psi 0} - 1)/2 \text{ при } l_\psi > l_{\psi 0}; \quad \Omega_\psi = 0 \text{ при } l_\psi \leq l_{\psi 0}, \quad (24)$$

причем величина временного шага $l_{\psi 0} = [2(1/h_x^2 + 1/h_y^2 + 1/h_z^2)]^{-1}$ отвечает условию устойчивости явной двухслойной разностной схемы, являющейся предельным случаем трехслойной схемы при $\Omega_\psi = 0$.

Процесс установления решения уравнения (23) считается завершенным при удовлетворении условия

$$\sum_i \sum_j \sum_m (\psi_{xijm}^{k+1} - \psi_{xijm}^k)/l_{\psi 0} \leq \Delta, \quad (25)$$

где Δ — малое положительное число. В этом случае полагается, что $\psi_{xijm}^{n+1} = \psi_{xijm}^{k+1}$. В качестве начального приближения, отвечающего значению $k = 0$, принимается $\psi_{ijm}^k = \psi_{ijm}^n$. Численные эксперименты показали, что максимальная скорость установления решения уравнения (23) достигается при значениях $\Omega_\psi = 2 \div 2,5$, которым отвечает увеличение временного шага по сравнению с максимальным для явной двухслойной схемы в 5÷6 раз.

Значения ψ_x в граничных узловых точках на слое $k+1$, в соответствии с условиями (14) – (16), определяются по следующим сеточным уравнениям

$$\psi_{x,1,j,m}^{k+1} = (4\psi_{x,2,j,m}^{k+1} - \psi_{x,3,j,m}^{k+1})/3, \quad \psi_{x,lj,m}^{k+1} = (4\psi_{x,l-1,j,m}^{k+1} - \psi_{x,l-2,j,m}^{k+1})/3, \quad (26)$$

$$\psi_{x,i,0,m}^{k+1} = \psi_{x,i,j,m}^{k+1} = \psi_{x,i,j,0}^{k+1} = \psi_{x,i,j,M}^{k+1} = 0. \quad (27)$$

Уравнения (26) аппроксимируют первое из условий в (14) с погрешностью порядка $O(h_x^2)$.

Сеточные функции ψ_{yijm}^{n+1} и ψ_{zijm}^{n+1} на временном слое $n+1$ определяются с использованием уравнений, которые строятся так же, как и уравнения (23) – (27) при нахождении ψ_{xijm}^{n+1} .

Температура T и концентрация C в граничных узловых точках при условиях теплообмена первого рода считаются заданными. При граничных условиях второго и третьего рода входящие в эти условия производные $\partial T/\partial \zeta$ и $\partial C/\partial \zeta$, где ζ — нормаль к граничной поверхности, заменяются односторонними разностными отношениями, которые, как и разностные уравнения (26), (27), имеют погрешность порядка

$O(h_x^2)$. Составляющие вектора скорости u_{ijm}^{n+1} , v_{ijm}^{n+1} и w_{ijm}^{n+1} во внутренних узловых точках области определяются по разностным уравнениям, аппроксимирующим выражения (10):

$$u_{ijm}^{n+1} = \delta_y \Psi_{zijm}^{n+1} - \delta_z \Psi_{yijm}^{n+1}, \quad v_{ijm}^{n+1} = \delta_z \Psi_{xijm}^{n+1} - \delta_x \Psi_{zijm}^{n+1}, \quad w_{ijm}^{n+1} = \delta_x \Psi_{yijm}^{n+1} - \delta_y \Psi_{xijm}^{n+1}. \quad (28)$$

Цикл вычислений на слое $n+1$ завершается определением значений составляющих векторного потенциала Ψ_x , Ψ_y , Ψ_z в граничных узловых точках по разностным уравнениям, аппроксимирующим условия (11) – (13) с погрешностью порядка $O(h_x^2 + h_y^2 + h_z^2)$. Для узловых точек, расположенных на плоскостях $x=0$ и $x=X$ эти уравнения имеют следующий вид:

$$\omega_{x,1,j,m}^{n+1} = 0; \quad \omega_{y,1,j,m}^{n+1} = -\frac{4w_{2,j,m}^{n+1} - w_{3,j,m}^{n+1}}{2h_x}, \quad \omega_{z,1,j,m}^{n+1} = \frac{4v_{2,j,m}^{n+1} - v_{3,j,m}^{n+1}}{2h_x} \quad \text{при } x=0, \quad (29)$$

$$\omega_{x,l,j,m}^{n+1} = 0; \quad \omega_{y,l,j,m}^{n+1} = \frac{4w_{l-1,j,m}^{n+1} - w_{l-2,j,m}^{n+1}}{2h_x}, \quad \omega_{z,l,j,m}^{n+1} = -\frac{4v_{l-1,j,m}^{n+1} - v_{l-2,j,m}^{n+1}}{2h_x} \quad \text{при } x=X. \quad (30)$$

Для точек, расположенных на плоскостях $y=0$, $y=Y$ и $z=0$, $z=Z$, разностные аппроксимации граничных условий (12) – (13) записываются аналогично выражениям (29), (30).

Процессы тепло - и массообмена при естественной конвекции в ограниченном пространстве встречаются во многих технических и биологических объектах. Для практических приложений представляет интерес случай переноса энергии и массы через щелевые прослойки, заполненные жидкостью или газом. Температуры и концентрации примеси T_1 , C_1 вблизи левой стенки щели и T_2 , C_2 вблизи правой стенки принимаются обычно постоянными. Для характеристики процессов тепло - и массообмена используются следующие критерии подобия: $Gr = g\beta X^3(T_2 - T_1)/\nu^2$ — число Грасгофа; $Gr_D = g\beta_C X^3(C_2 - C_1)/\nu^2$ — диффузионное число Грасгофа; $Pr = \nu c_p / \lambda$ — число Прандтля; $Sc = \nu / D$ — число Шмидта; $Ra = GrPr$ — число Релея. За характерный размер принимается толщина прослойки X .

Локальные значения теплового потока изменяются по поверхности стенки щели вследствие сложной вихревой структуры течения в прослойке. В связи с этим при обобщении экспериментальных или численно найденных данных вводится эквивалентный коэффициент теплопроводности λ_{eq} . Отношение $\varepsilon_k = \lambda_{eq} / \lambda$, где λ — коэффициент теплопроводности среды, заполняющей прослойку, характеризует влияние конвекции на перенос энергии через щель при различных Ra .

Предотвращение развития неустойчивости численного решения при значениях числа Релея, которым отвечает переходной или турбулентный режим течения, может быть достигнуто путем наложения на временные производные от искоемых функций в некоторых узловых точках области, в которых эти скорости превышают допустимые значения, ограничений следующего вида:

$$\frac{\partial W}{\partial t} = A_W \frac{\partial W}{\partial t} \left| \frac{\partial W}{\partial t} \right|, \quad \text{если} \quad \left| \frac{\partial W}{\partial t} \right| > A_W, \quad W = u, v, w, \omega_x, \omega_y, \omega_z, T, C. \quad (31)$$

Здесь A_W — положительная величина, которая может быть выбрана исходя из требования минимизации числа узловых точек B_W , в которых на данном временном слое реализуется условие (31).

Степень влияния ограничения (31) на результаты решения характеризуется величиной b_W , определяемой как отношение числа узловых точек B_W , в которых производится ограничение скорости роста функции W на временном слое n , к общему числу узлов разностной сетки — $B = I \times J \times M$. Численные эксперименты показали, что A_W слабо зависит от числа узловых точек пространственной сетки, геометрических параметров области течения и числа Ra . При расчете турбулентного переноса относительное число $b_W = B_W / B$ узлов, в которых осуществляется коррекция скорости, вначале достаточно быстро возрастает, затем, достигнув максимума, монотонно снижается. По мере уменьшения шагов разностной сетки все более мелкомасштабные вихри оказываются учтенными при численном решении уравнений (1) – (10) и это приводит к снижению величины b_W . Для достижения лучшего согласования результатов расчета эквивалентного коэффициент теплопроводности λ_{eq} с опытными данными, целесообразно в режиме развитой ламинарной конвекции (при $Ra \leq 10^5$) ограничивать скорости изменения функции u , v , w , T , C , а при переходном и турбулентном режиме — функции ω_x , ω_y , ω_z , T , C .

Результаты конкретных расчетов иллюстрируются на примере тепловой конвекции в замкнутой щелевой области в виде параллелепипеда. Две вертикальные стенки области, образующие щель, имеют постоянные температуры T_1 на левой и T_2 на правой стенке. Остальные грани теплоизолированы.

На рис.1 приведены данные о зависимости величины ε_k от числа Рэлея, которые получены в результате численного решения (они представлены точками ●) и путем обобщения уравнениями подобия [9] экспериментальных результатов Бояринцева, Муль-Рейера, Девиса, Бекмана, Крауссольда и др. для вертикальных и горизонтальных плоских щелей, кольцевых и сферических слоев, заполненных газом или капельной жидкостью. При определении чисел подобия принимается толщина прослойки, а за определяющую температуру — величина $\tilde{T} = (T_1 + T_2)/2$. При малых значениях числа Рэлея ($Ra < 10^3$) величина $\varepsilon_k \approx 1$, т.е. влияние конвекции практически не проявляется. При $10^3 < \varepsilon_k < 10^6$ величина $\varepsilon_k = 0,105 Ra^{0,3}$ (линия 1) и при $10^6 < \varepsilon_k < 10^{10}$ величина $\varepsilon_k = 0,40 Ra^{0,2}$ (линия 2). Михеевым для всей области значений $Ra > 10^3$ предлагается использовать зависимость $\varepsilon_k = 0,18 Ra^{0,25}$ (линия 3).

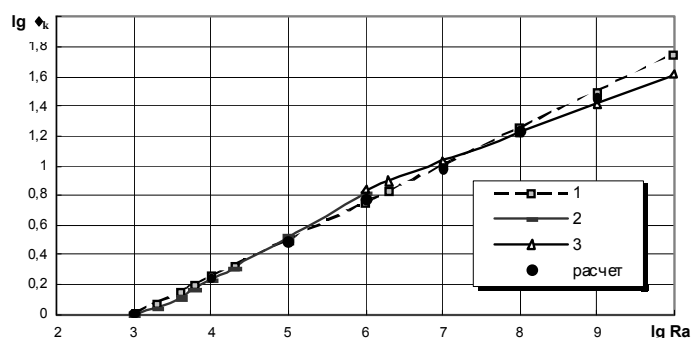


Рис. 1 – Эквивалентная теплопроводность ε_k слоя жидкости в зависимости от числа Рэлея

Из рис. 1 следует, что результаты численного моделирования течения и теплообмена достаточно хорошо согласуются с экспериментальными данными при различных режимах движения жидкости.

Литература

1. Пасконов В.М., Полежаев В.И., Чудов Л.А. Численное моделирование процессов тепло- и массопереноса. – Москва: Наука, –1984. –288 с.
2. Никитенко Н. И., Кольчик Ю. Н., Сороковая Ю.Н. Метод канонических элементов для моделирования гидродинамики и теплообмена в областях произвольной формы. // Инженерно - физический журнал. –2002. –Т. 75, –№ 6. –С. 74–80.
3. Никитенко Н. И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Ю.Н., Кольчик Ю. Н. Численный метод моделирования тепло- и массообмена при различных режимах течения в канале с проницаемыми стенками. Инженерно - физический журнал. –2006. –Т. 79, –№ 3. –С. 91–101.
4. Никитенко Н. И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Ю.Н., Кольчик Ю. Н. Метод расчета теплообмена при различных режимах течения вязкого сжимаемого газа. Промышленная теплотехника. –2007. –Т. 29, – № 5. –С. 17 – 23.
5. Калинин Э.К., Лобанов И.Е. Проблемы исследования теплообменных процессов при течении однофазных сред на этапе успешного развития численного моделирования. Тезисы докладов и сообщений VI Минского международного форума по тепло- и массообмену. –2008. – Т.1. –С. 101–103.
6. Роуч П. Вычислительная гидродинамика. –Москва: Мир, –1980. – 616 с.
7. Никитенко Н.И. Сопряженные и обратные задачи теплообмена. –Киев: Наукова думка, – 1988. –240 с.
8. Никитенко Н.И. Теория теплообмена. –Киев: Наукова думка, –1983. –352 с.
9. Исаченко В.П., Осипова В.А., Сукомел А.С. Теплопередача. –Москва: Энергия, –1975. – 488 с.

МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ДИНАМИКИ ОБЕЗВОЖИВАНИЯ В КОНВЕКТИВНЫХ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВКАХ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ

Никитенко Н.И. д.т.н., проф., Снежкин Ю.Ф. член-корр., проф., Сороковая Н.Н. к.т.н., с.н.с.
Институт технической теплофизики НАН Украины, г. Киев

На базе уточненной математической модели и численного метода расчета проведено моделирование тепломассопереноса и фазовых превращений в процессах сушки в конвективных сушильках непрерывного действия. Приведены результаты численных экспериментов, свидетельствующие об адекватности построенной математической модели.

On the basis of the refined mathematical models and numerical methods of calculation carried out modeling of heat and mass transfer and phase transformations in the process of drying in a convective continuous dryers. Shows the results of numerical experiments demonstrating the adequacy of the formulated mathematical model.

Ключевые слова: непрерывная сушка, ленточная сушилка, капиллярно-пористые материалы, интенсивность испарения, площадь контакта жидкой и газообразной фаз

Конвективные сушильные установки непрерывного действия являются наиболее распространенным типом сушилок в пищевой, химической, строительной и других отраслях промышленности. Несмотря на развитие высокоинтенсивных аппаратов с перемешиваемым или взвешенным слоем дисперсного влажного материала, в ряде случаев конвективные сушилки остаются незаменимыми, например, при сушке формованных или волокнистых объектов сушки, материалов, содержащих трудноудаляемую влагу.

Математическое моделирование динамики и кинетики сушки в конвективных аппаратах непрерывного действия связано с решением сопряженной задачи тепломассопереноса и фазовых превращений в высушиваемом материале и в сушильном агенте. Представленные в литературе [1, 2] математические модели описывают кинетику процесса сушки в конвективных сушильных установках непрерывного действия и основываются на приближенных балансных методах моделирования, требующих значительного объема экспериментальной информации.

В работе представлена уточненная математическая модель динамики тепломассопереноса, фазовых превращений и усадки при сушке коллоидных капиллярно-пористых материалов в прямооточной ленточной сушилке, которая строится на базе уравнения переноса субстанции W (массы, импульса, энергии), полученного в [3] исходя из законов сохранения и основных положений механики деформируемого тела

$$\frac{\partial W}{\partial t} + \text{div}(W\mathbf{w}) = -\text{div} \mathbf{j}_W + I_W - \frac{W}{1 + \varepsilon_V} \left[\frac{\partial \varepsilon_V}{\partial t} + \text{div}(\varepsilon_V \mathbf{w}) \right]. \quad (1)$$

Плотность потока \mathbf{j}_W субстанции W включает диффузионную и фильтрационную составляющие $\mathbf{j}_W = \mathbf{j}_W^d + \mathbf{j}_W^f$. Плотность диффузионного потока энергии $\mathbf{j}^d = -\lambda \nabla T + \sum_{\psi} E_{\psi} \mathbf{j}_{\psi}^d$, а массы компонента

ψ : $\mathbf{j}_{\psi}^d = -D_{\psi} (\nabla U_{\psi} + \delta_{\psi}^T \nabla T)$, где E_{ψ} — внутренняя энергия, D_{ψ} — коэффициент диффузии, U_{ψ} — объемная концентрация, δ_{ψ}^T — относительный коэффициент термодиффузии компонента ψ .

Эффективные коэффициенты диффузии находятся по формулам: $D_{\Pi} = D_{\text{в}} = \gamma_{D_{\Pi}} T^{3/2} / P_{\Gamma}$, $D_{\text{ж}} = \gamma_{D_{\text{ж}}} [\exp(A_D / RT) - 1]^{-1}$, где T — температура, R — универсальная газовая постоянная, A_D — энергия активации для процесса диффузии; $\gamma_{D_{\Pi}}$, $\gamma_{D_{\text{ж}}}$ — диффузионные коэффициенты. Формула Н.И. Никитенко для $D_{\text{ж}}$ [4] в предельных случаях переходит в эмпирическую формулу Аррениуса для твердых тел и в формулу Эйнштейна для жидких сред.

Плотности фильтрационных потоков фаз $\mathbf{j}_{\text{ж}}^f = U_{\text{ж}} \mathbf{w}_{\text{ж}}$, $\mathbf{j}_{\Pi}^f = U_{\Pi} \mathbf{w}_{\Pi}$, $\mathbf{j}_{\text{в}}^f = U_{\text{в}} \mathbf{w}_{\text{в}}$. Скорости фильтрации находятся по формуле Дарси $\mathbf{w}_{\psi} = -K_{\psi} K_{\psi} \nabla P_{\psi} / \eta_{\psi}$, $\psi = \text{ж}, \text{г}$, где K_{ψ} — общая проницаемость среды; K_{ψ} — относительная проницаемость, η_{ψ} — динамический коэффициент вязкости, ∇P_{ψ} — градиент давления фазы ψ .

Давления газовой и жидкой фаз в порах тела представляются в виде сумм $P_{\Gamma} = P_{\Pi} + P_{\text{в}}$ и $P_{\text{ж}} = P_{\Gamma} + P_{\text{к}}$. Парциальные давления пара и воздуха определяются из уравнения состояния $P_{\Pi} = \rho_{\Pi} RT / \mu_{\Pi}$, $P_{\text{в}} = \rho_{\text{в}} RT / \mu_{\text{в}}$, а

парциальные плотности пара и воздуха: $\rho_{\text{п}}=U_{\text{п}}/\Psi_{\text{г}}$, $\rho_{\text{в}}=U_{\text{в}}/\Psi_{\text{г}}$. Объемные доли газовой и жидкой фаз находятся из соотношений $\Psi_{\text{г}}=1-\Psi_{\text{т}}-\Psi_{\text{ж}}$, $\Psi_{\text{ж}}=U_{\text{ж}}/\rho_{\text{ж}}$. Капиллярное давление рассчитывается [3] как среднее капиллярное давление жидкости в порах тела

$$P_{\text{к}} = 2\sigma(T) \int_{r_{\text{мин}}}^{r_{\text{макс}}} \frac{\theta}{r} f(r) dr / \int_{r_{\text{мин}}}^{r_{\text{макс}}} \theta f(r) dr = \frac{2\sigma(T)}{r^*} \quad (2)$$

Здесь σ — коэффициент поверхностного натяжения; $r_{\text{мин}}$, $r_{\text{макс}}$ — минимальный и максимальный радиусы пор; r^* — характеристический параметр дисперсности размеров пор, $r_{\text{мин}} < r^* < r_{\text{макс}}$; $f(r)$ — дифференциальная функция

распределения пор по размерам, которая может быть определена из условия $\Pi = \int_{r_{\text{мин}}}^{r_{\text{макс}}} f(r) dr$; $\theta(r,t) = 1 - (1 - \delta/r)^2$ — объемная доля жидкости в капилляре радиуса r в момент времени t , δ — толщина слоя конденсата.

Относительная объемная деформация ε_V при известных значениях функций температуры T и объемных концентраций жидкости $U_{\text{ж}}$, пара $U_{\text{п}}$ и воздуха $U_{\text{в}}$ находятся на основе уравнения термоконцентрационного деформирования [5].

При нормальных условиях режим работы конвективных сушилок непрерывного действия является установившимся, то есть в каждой точке сушильной камеры температура и объемные концентрации компонентов пористого материала не изменяются во времени и процессы тепломассообмена являются стационарными ($\partial W/\partial t = 0$, $\partial \varepsilon_V/\partial t = 0$). Скорость перемещения материала w_L в аппарате не зависит от времени. При наличии фильтрационного тепломассообмена, компоненты связанного вещества — жидкость, пар и воздух — перемещаются в аппарате со скоростью $w = w_L + w_{\psi}$, где w_{ψ} ($\psi = \text{ж, п, в}$) — скорость компонента ψ относительно скелета пористого тела. Если тело является капиллярно-пористым, его усадкой в процессе сушки можно пренебречь и относительная объемная деформация $\varepsilon_V = 0$. Обычно толщина высушиваемого слоя X_m существенно меньше длины Z и ширины Y ленты аппарата.

Система уравнений тепло- и массообмена непрерывной диффузионно-фильтрационной сушки слоя коллоидного капиллярно-пористого материала имеют следующий вид

$$w_L \frac{\partial(w_{\text{ж}} U_{\text{ж}})}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left[D_{\text{ж}} \left(\frac{\partial U_{\text{ж}}}{\partial x} + \delta_{\text{ж}} \frac{\partial T}{\partial x} \right) \right] - I_V - \frac{U_{\text{ж}}}{1 - \varepsilon_V} w_L \frac{\partial \varepsilon_V}{\partial z}, \quad (3)$$

$$w_L \frac{\partial(w_{\text{п}} U_{\text{п}})}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left[D_{\text{п}} \left(\frac{\partial U_{\text{п}}}{\partial x} + \delta_{\text{п}} \frac{\partial T}{\partial x} \right) \right] + I_V - \frac{U_{\text{п}}}{1 - \varepsilon_V} w_L \frac{\partial \varepsilon_V}{\partial z}, \quad (4)$$

$$w_L \frac{\partial(w_{\text{в}} U_{\text{в}})}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left[D_{\text{в}} \left(\frac{\partial U_{\text{в}}}{\partial x} + \delta_{\text{в}} \frac{\partial T}{\partial x} \right) \right] - \frac{U_{\text{в}}}{1 - \varepsilon_V} w_L \frac{\partial \varepsilon_V}{\partial z}, \quad (5)$$

$$c_{\text{эф}} w_L \frac{\partial(w_{\text{эф}} T)}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} (\lambda_{\text{эф}} \frac{\partial T}{\partial x}) - \sum c_{\psi} D_{\psi} \left(\frac{\partial U_{\psi}}{\partial x} + \delta_{\psi} \frac{\partial T}{\partial x} \right) \frac{\partial T}{\partial x} - L I_V, \quad \psi = \text{ж, п, в}. \quad (6)$$

Здесь $c_{\text{эф}}$, $\lambda_{\text{эф}}$ — эффективные значения теплоемкости и теплопроводности тела, $c_{\text{эф}} = c_{\text{т}} U_{\text{т}} + c_{\text{ж}} U_{\text{ж}} + c_{\text{п}} U_{\text{п}} + c_{\text{в}} U_{\text{в}}$, $\lambda_{\text{эф}} = \lambda_{\text{т}} U_{\text{т}}/\rho_{\text{т}} + \lambda_{\text{ж}} U_{\text{ж}}/\rho_{\text{ж}} + \lambda_{\text{п}} U_{\text{п}}/\rho_{\text{п}} + \lambda_{\text{в}} U_{\text{в}}/\rho_{\text{в}}$; I_V — интенсивность испарения жидкости в порах материала; L — удельная теплота испарения жидкости внутри пористого тела, которая учитывает удельную теплоту испарения свободной жидкости и удельную энергию десорбции связанной влаги. Вторым членом правой части уравнения (6), который учитывает перенос энергии за счет диффузии, обычно можно пренебречь [3].

Интенсивность испарения жидкости на внешней границе тела [4] пропорциональна разности потоков испаряющейся и конденсирующейся жидкости

$$I = \gamma_c \left\{ \varphi_{\text{т}} \left(\exp \left[A / (R_y T|_{v=0}) \right] - 1 \right)^{-1} - \varphi_c \left(\exp \left[A / (R_y T_c) \right] - 1 \right)^{-1} \right\}, \quad (7)$$

где $\gamma_c = \varepsilon \rho_{\text{ж}} \delta^* / 4$ — коэффициент поверхностного испарения; ε — коэффициент излучения; δ^* — средняя длина диффузионного перескока активизированной частицы внутри конденсированного тела; $\varphi_{\text{т}}$ — влажность парогазовой смеси, которой согласно изотерме сорбции отвечает объемная концентрация $U_{\text{ж}}$ в данной точке пористого тела; v — нормаль к граничной поверхности; T_c и φ_c — температура и относительная влажность внешней среды; A — энергия активации; R_y — универсальная газовая постоянная. Значение $\varphi_{\text{т}}$ может быть определено на базе формулы, полученной [6] для равновесной толщины слоя конденсата δ на поверхности твердого тела в среде с параметрами φ и $P_{\text{п}}$: $\delta = \delta^* \bar{\delta} = \delta^* (1 - \sqrt{1 - P_{\text{п}}/P_{\text{н}}}) = \delta^* (1 - \sqrt{1 - \varphi})$, где $\bar{\delta} = \delta/\delta^*$ при $0 < \delta < \delta^*$ и $\bar{\delta} = 1$ при $\delta > \delta^*$, откуда

$$\varphi_T = \bar{\delta}(2 - \bar{\delta}). \quad (8)$$

Во втором периоде сушки функция I находится из уравнения сохранения энергии для граничной поверхности при условии, что вся жидкость, подходящая к границе от внутренних слоев тела, испаряется

$$I = -D_{\text{ж}} \left(\frac{\partial U_{\text{ж}}}{\partial x} \right) \Big|_{v=0}. \quad (9)$$

Формула для интенсивности испарения в порах тела вытекает из (8) при условии, что температуры фаз в каждой точке тела совпадают

$$I_V = \gamma_c [\exp(A/RT) - 1]^{-1} (\varphi_T - \varphi) S. \quad (10)$$

Здесь S – суммарная площадь контакта жидкости и газа в частично заполненных жидкостью порах. Для нахождения функции S получена формула [7]:

$$S = \frac{2\sqrt{1-\varphi_T}}{\rho_{\text{ж}} \delta^*} \frac{\partial U_{\text{ж}}}{\partial \varphi_T}. \quad (11)$$

Величина S может изменяться от минимального значения S_{min} для влажного тела при $\delta \rightarrow \delta^*$, до максимального значения S_{max} , отвечающего абсолютно сухому телу при $U_{\text{ж}} \rightarrow 0$. Производная $\partial U_{\text{ж}}/\partial \varphi_T$ определяется путем дифференцирования уравнения изотермы десорбции. Если изотерма задана в виде $U_{\text{ж}} = U_{\text{max}} \varphi_T^g$, $g = \text{const}$, то $\partial U_{\text{ж}}/\partial \varphi_T = U_{\text{max}} g \varphi_T^{g-1}$.

На входе в сушильную камеру все физические параметры материала и теплоносителя считаются известными. Для определения средних значений температуры T_c , давления P_c и объемных концентраций пара $U_{\text{сп}}$ и воздуха $U_{\text{св}}$ в сушильном агенте в сечении z по длине канала используются балансные уравнения для элементарного объема $\Delta V = S_c \Delta z$, S_c — площадь сечения канала, $S_c = XY$, X — высота канала.

Изменение давления ΔP_c в сечении z определяется по уравнению Бернулли для течения газа в канале

$$\Delta P_c = \Delta P_{c1} + \Delta P_{c2} + \Delta P_{c3}, \quad (12)$$

где $\Delta P_{c1} = \lambda_{\text{тр}} U_c w_c^2 \Delta z / 2d_{\text{эКВ}}$ — потери напора на трение потока на стенках канала; $\Delta P_{c2} = \zeta U_c w_c^2 / 2$ — потери, вызванные местными сопротивлениями; $\Delta P_{c3} = \rho g \Delta z$ — статический напор газового потока. Коэффициент трения $\lambda_{\text{тр}}$ зависит от режима течения газа [7]: $\lambda_{\text{тр}} = 64/\text{Re}$ при $\text{Re} < 2320$, $\lambda_{\text{тр}} = 64/\text{Re} + 0,136/\text{Re}^{0,18}$ при $\text{Re} = 2320 - 10^6$. Эквивалентный диаметр $d_{\text{эКВ}} = 2S_c / \Pi_c = XY / (X+Y)$, где $\Pi_c = 2(X+Y)$ — периметр сечения канала. Для участка канала, на котором местными сопротивлениями можно пренебречь, дифференциальное уравнение потери напора имеет вид

$$\frac{dP_c}{dz} = -\lambda_{\text{тр}} \rho_c \frac{w_c^2}{2d_{\text{эКВ}}} + \rho_c \cos(g, z). \quad (13)$$

Средняя температура сушильного агента T_c в сечении z определяется из уравнения баланса энергии для элементарного объема $dV = S_c dz$ канала, имеющего контакт с сушильным агентом на площади $Y dz$:

$$\frac{dq_c}{dz} = [\alpha - \gamma_{\text{пс}} (U_{\text{п}}|_{v=0} - \rho_{\text{пс}} \Psi_{\text{г}}) c_{\text{п}} - \gamma_{\text{вс}} (U_{\text{в}}|_{v=0} - \rho_{\text{вс}} \Psi_{\text{г}}) c_{\text{в}}] (T_c - T|_{v=0}) - LI_c] Y. \quad (14)$$

где q_c — поток энергии через сечение z канала, $q_c(z) = [G_{\text{пс}}(z)c_{\text{п}} + G_{\text{вс}}(z)c_{\text{в}}] T_c(z)$.

Средняя скорость парогазовой смеси в канале в сечении z , в соответствии с уравнениями состояния и неразрывности для пара и воздуха, находится по формуле

$$w_c(z) = \left[\frac{G_{\text{пс}}(z)}{\mu_{\text{п}}} + \frac{G_{\text{вс}}(z)}{\mu_{\text{в}}} \right] \frac{RT_c(z)}{P_c(z) S_c}, \quad (15)$$

где $c_{\text{п}}$, $c_{\text{в}}$ — удельные теплоемкости пара и воздуха

Изменение расхода воздушной и паровой составляющей сушильного агента через сечение канала z определяются по уравнениям баланса массы

$$dG_{\text{вс}}(z)/dz = \gamma_{\text{вс}} [\rho_{\text{в}}(z, X) - \rho_{\text{вс}}(z) \Psi_{\text{г}}] Y, \quad dG_{\text{пс}}(z)/dz = \gamma_{\text{пс}} [\rho_{\text{п}}(z, X) - \rho_{\text{пс}}(z) \Psi_{\text{г}}] Y, \quad (16)$$

где $\rho_{\text{пс}}$, $\rho_{\text{вс}}$ — парциальные плотности пара и воздуха в сушильном агенте, $\rho_{\text{пс}} = U_{\text{пс}}$, $\rho_{\text{вс}} = U_{\text{вс}}$.

Расходы воздушной $G_{\text{вс}}(z)$ и паровой $G_{\text{пс}}(z)$ фаз сушильного агента через сечение канала z

$$G_{\text{пс}}(z) = w_c S_c \rho_{\text{пс}}(z), \quad G_{\text{вс}}(z) = w_c S_c \rho_{\text{вс}}(z). \quad (17)$$

Общий расход сушильного агента G_c через начальное сечение канала $z = 0$ считается заданным

$$G_{c0} = G_{\text{пс}0} + G_{\text{вс}0} = w_{c0} S_{c0} (U_{\text{пс}0} + U_{\text{вс}0}). \quad (18)$$

Общий расход сушильного агента G_c через произвольное сечение канала z

$$G_c(z) = G_{nc}(z) + G_{bc}(z) = w_c S_c [\rho_{nc}(z) + \rho_{bc}(z)], \quad (19)$$

Общий расход материала G_{M0} в сечении $z = 0$ равен

$$G_{M0} = G_{T0} + G_{ж0} + G_{п0} + G_{в0} = w_L S_M (U_{T0} + U_{ж0} + U_{п0} + U_{в0}), \quad (20)$$

где $S_M = X_M Y$ — площадь сечения слоя материала.

Общий расход материала $G_M(z)$ через сечение z равен

$$G_M(z) = w_L S_M [\bar{U}_T(z) + \bar{U}_ж(z) + \bar{U}_п(z) + \bar{U}_в(z)], \quad (21)$$

где $\bar{U}_\psi(z)$ — среднее значение объемной концентрации компонента ψ ($\psi = T, ж, п, в$) тела по сечению S_M .

Если поверхности $x = 0, y = 0, y = Y_M$ материала и поверхности $x = X_M + X, y = 0, y = Y$ канала непроницаемы, тогда суммарный расход материала и сушильного агента в произвольном сечении системы материал–сушильный агент остается неизменным, т.е. $G_M(z) + G_c(z) = G_{M0} + G_{c0} = const$. При этом расход пара сушильного агента через сечение z канала согласно уравнению баланса массы равен

$$G_{nc}(z) = w_c S_c \rho_{nc}(z) = G_{M0} + G_{c0} - G_M(z) - G_{bc}(z). \quad (22)$$

Парциальные плотности пара ρ_{nc} и воздуха ρ_{bc} в сечении канала z находятся по уравнениям неразрывности для каждого компонента:

$$\rho_{nc}(z) = \frac{G_n(z)}{w_c(z) S_c}, \quad \rho_{bc}(z) = \frac{G_b(z)}{w_c(z) S_k}. \quad (23)$$

Парциальные давления компонентов сушильного агента P_{nc} и воздуха P_{bc} находятся по уравнениям состояния компонентов

$$P_{nc}(z) = \frac{R_y}{\mu_n} \rho_{nc}(z) T_c(z), \quad P_{bc}(z) = \frac{R_y}{\mu_b} \rho_{bc}(z) T_c(z). \quad (24)$$

где μ — молярная масса.

Условия тепло- и массообмена на границе $x = X_M$ контакта слоя высушиваемого материала и сушильным агентом вдоль нормали v для системы (3) – (6) записываются следующим образом

$$D_ж \frac{\partial U_ж}{\partial v} \Big|_{v=0} = -I_c, \quad (25)$$

$$D_n \frac{\partial U_n}{\partial v} \Big|_{v=0} = I_c - \gamma_{nc} (U_n|_{v=0} - \rho_{nc} \Psi_T), \quad (26)$$

$$D_b \frac{\partial U_b}{\partial v} \Big|_{v=0} = -\gamma_{bc} (U_b|_{v=0} - \rho_{bc} \Psi_T), \quad (27)$$

$$\lambda \frac{\partial T}{\partial v} \Big|_{v=0} = \alpha (T_c - T|_{v=0}) - LI_c - [\gamma_{nc} (U_n|_{v=0} - \rho_{nc} \Psi_T) \epsilon_n + \gamma_{bc} (U_b|_{v=0} - \rho_{bc} \Psi_T) (T_c - T|_{v=0})], \quad (28)$$

$$I_c = \gamma_c \left\{ \Phi_T \left[\exp \left(\frac{A}{R_y T|_{v=0}} \right) - 1 \right]^{-1} - b_c \Phi_c \left[\exp \left(\frac{A}{R_y T_c} \right) - 1 \right]^{-1} \right\}, \quad (29)$$

где $T|_{v=0}$ — температура материала на границе контакта; T_c — средняя температура сушильного агента в сечении z ; b_c — коэффициент, учитывающий тот факт, что действительная температура удельного потока массы частиц пара, конденсирующихся на поверхности материала, может на начальном участке канала существенно отличаться от средней по сечению z температуры T_c . Это обусловлено тем, что при течении сушильного агента в канале, на поверхности материала образуется пограничный слой и разность температур материала и теплоносителя при приближении к поверхности их контакта монотонно убывает. Определение коэффициента b_c проводится в такой последовательности. Из уравнения баланса массы пара для элемента канала

$$\frac{dG_{nc}(z)}{dz} = \{ I_c + \gamma_{nc} [\rho_n(z, X) - \rho_{nc}(z) \Psi_n] \} Y \quad (30)$$

вычисляется результирующий поток пара I_c . Далее, после подстановки I_c в уравнение интенсивности испарения (29), находится коэффициент b_c .

Фильтрационный перенос оказывает существенное влияние на динамику тепломассопереноса в процессах сушки при температурах сушильного агента, превышающих 100 °С. Для случая, когда объект сушки является капиллярно-пористым телом, а режим сушки – умеренно интенсивным и фильтрацией связанного вещества можно пренебречь, уравнения переноса при непрерывной сушке представляется в следующем виде

$$w_L \frac{\partial U_{\text{ж}}}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left[D_{\text{ж}} \left(\frac{\partial U_{\text{ж}}}{\partial x} + \delta_{\text{ж}} \frac{\partial T}{\partial x} \right) \right] - I_V, \quad (31)$$

$$w_L \frac{\partial U_{\text{п}}}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left[D_{\text{п}} \left(\frac{\partial U_{\text{п}}}{\partial x} + \delta_{\text{п}} \frac{\partial T}{\partial x} \right) \right] + I_V, \quad (32)$$

$$c_{\text{эф}} w_L \frac{\partial T}{\partial z} = \frac{\partial}{\partial x} \left(\lambda_{\text{эф}} \frac{\partial T}{\partial x} \right) - \sum c_{\psi} D_{\psi} \left(\frac{\partial U_{\psi}}{\partial x} + \delta_{\psi} \frac{\partial T}{\partial x} \right) \frac{\partial T}{\partial x} - LI_V, \quad \psi = \text{ж, п.} \quad (33)$$

Численный метод расчета процесса непрерывной сушки. Уравнения диффузионно-фильтрационного тепло- и массопереноса (3) – (6) могут быть решены численным методом на базе трехслойной пересчетной явной разностной схемы Никитенко Н.И. [5] и процедуры расщепления алгоритма по физическим факторам [3].

Система уравнений (31) – (33), описывающая диффузионные процессы тепломассопереноса и фазовых превращений при непрерывной сушке капиллярно-пористых тел решались численным методом, базирующимся на трехслойной явной разностной схеме Никитенко Н.И. [5]. Эта схема, так же как известные неявные схемы, позволяет выбирать шаги разностной сетки практически произвольно. Разностные аппроксимации уравнений (31) – (33) в декартовых координатах $x = x_1, y = x_2, z = x_3$ на равномерной разностной сетке $x_k = kh_x (k = 0, 1, \dots, K; h_x = \text{const}), y_m = mh_y (m = 0, 1, \dots, M; h_y = \text{const}), z_j = jh_z (j = 0, 1, \dots, J; h_z = \text{const}), t_n = nl (n = 0, 1, \dots; l = \text{const})$ в соответствии с указанной схемой имеют вид

$$(1 + \Omega_T) \delta_z T^n - \Omega_T \delta_z T^{n-1} = \frac{1}{w_L c_{\text{эф}}} \left\{ \sum_{\phi=1}^3 \left[\delta_{x_{\phi}} \left(\lambda_{\text{эф}} \delta_{x_{\phi}} T \right) \right] - LI_V \right\}, \quad \phi = 1, 2, 3, \quad (34)$$

$$(1 + \Omega_{\text{ж}}) \delta_z U_{\text{ж}}^n - \Omega_{\text{ж}} \delta_z U_{\text{ж}}^{n-1} = \frac{1}{w_L} \sum_{\phi=1}^3 \left[\delta_{x_{\phi}} \left(D_{\text{ж}} \delta_{x_{\phi}} U_{\text{ж}} \right) + \delta_{x_{\phi}} \left(D_{\text{ж}} \delta_{\text{ж}}^T \delta_{x_{\phi}} T \right) \right] - I_V, \quad (35)$$

$$(1 + \Omega_{\text{п}}) \delta_z U_{\text{п}}^n - \Omega_{\text{п}} \delta_z U_{\text{п}}^{n-1} = \frac{1}{w_L} \sum_{\phi=1}^3 \left[\delta_{x_{\phi}} \left(D_{\text{п}} \delta_{x_{\phi}} U_{\text{п}} \right) + \delta_{x_{\phi}} \left(D_{\text{п}} \delta_{\text{п}}^T \delta_{x_{\phi}} T \right) \right] + I_V, \quad (36)$$

где Ω — весовой параметр разностных уравнений, устраняющий ограничения на шаг по времени, $\Omega \geq 0$. Величины ϕ_T и $\partial U_{\text{ж}} / \partial \phi_T$ определяются по изотерме десорбции, заданной в виде $\phi_T = f(U_{\text{ж}}, T)$.

В разностных уравнениях (34) – (36) сеточные функции W_{km}^n и W_{km}^{n-1} ($W = T, U_{\text{ж}}, U_{\text{п}}$) для узловых точки (x_k, y_m, z_j) записаны для простоты без нижних индексов, т.е. $W = W_{km}^n, W^{n-1} = W_{km}^{n-1}$. Производные от функции W для случая двумерной задачи ($W = W(x, y)$) определяются разностными отношениями:

$$\begin{aligned} \delta_z W &= (W_k^{n+1} - W_k^n) / l; & \delta_x W &= (W_{k+1}^n - W_{k-1}^n) / 2h_x; \\ \delta_x (D \delta_x W^n) &= \frac{1}{2h_x^2} [(D_{k+1}^n + D_k^n)(W_{k+1}^n - W_k^n) - (D_k^n - D_{k-1}^n)(W_k^n - W_{k-1}^n)], & k &= 1, 2, \dots, K. \end{aligned}$$

Погрешность аппроксимации уравнений (31) – (33) разностными уравнениями (34) – (36) имеет порядок $l + h_x^2 + h_y^2$. Необходимые условия устойчивости разностных уравнений вида (34) – (36) находятся методом условного задания некоторых искомым функций системы [12]. Условие устойчивости

для разностного уравнения (34) имеет вид $l \leq (1 + 2\Omega_W) \left[(2\lambda_{\text{эф}} / w_L c_{\text{эф}}) \sum_{i=1}^3 h_i^{-2} \right]^{-1}$.

Разностные аппроксимации обыкновенных дифференциальных уравнений (13), (14), (16) имеют вид

$$\begin{aligned} P_c^{n+1} &= P_c^n - \lambda_{\text{тр}} \rho_c^n (w^n)^2 / (2d_{\text{эКВ}}) + \rho_c^n \cos(\mathbf{g}, \mathbf{z}), & (37) \\ T_c^{n+1} &= \left\langle T_c^n (G_{\text{пс}}^n c_{\text{п}} + G_{\text{вс}}^n c_{\text{в}}) + h_x Y \{ \alpha - \gamma_{\text{пс}} (U_{\text{пК}}^n - \rho_{\text{пс}}^n \Psi_{\text{ГК}}^n) \} c_{\text{п}} - \right. \\ & \left. - \gamma_{\text{вс}} (U_{\text{вК}}^n - \rho_{\text{вс}}^n \Psi_{\text{ГК}}^n) c_{\text{в}} \right\rangle (T_c^n - T_K^n) - LI_c \rangle / (G_{\text{пс}}^n c_{\text{п}} + G_{\text{вс}}^n c_{\text{в}}). & (38) \\ G_{\text{вс}}^{n+1} &= G_{\text{вс}}^n + \gamma_{\text{вс}} (\rho_{\text{вК}}^n - \rho_{\text{вс}}^n \Psi_{\text{ГК}}^n) Y, & (39) \end{aligned}$$

$$G_{\text{пс}}^{n+1} = G_{\text{пс}}^n + \gamma_{\text{пс}} (\rho_{\text{пк}}^n - \rho_{\text{пс}}^n \Psi_{\text{гк}}^n) Y. \quad (40)$$

Средние значения $\bar{U}_{\text{ж}}^{n+1}$, $\bar{U}_{\text{п}}^{n+1}$ и \bar{T}^{n+1} вычисляются через найденные по уравнениям (34) – (36) значения сеточных функций $U_{\text{ж}}^{n+1}$, $U_{\text{п}}^{n+1}$ и T^{n+1} например, с помощью формулы трапеций.

На рис.1 приведены графики средних значений влагосодержания W и температуры T слоя керамики при его обезвоживании нагретым воздухом, полученные экспериментальным путем и на базе разработанной математической модели (31) – (33) в предположении, что конвейерная лента неподвижна, а температура и скорость теплоносителя неизменны. Результаты расчета хорошо согласуются с экспериментальными данными. На рис. 2 представлены результаты численных экспериментов обезвоживания керамического слоя в

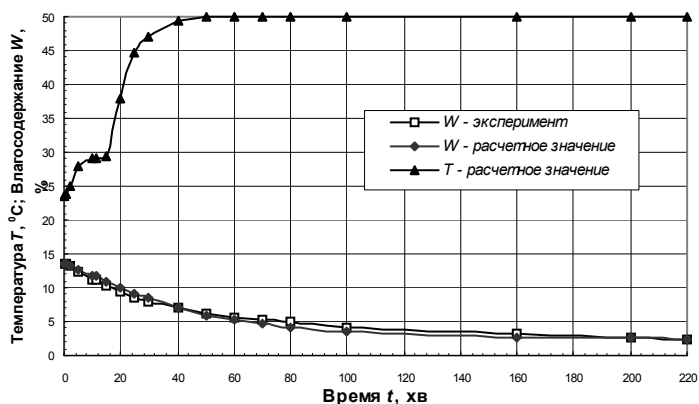
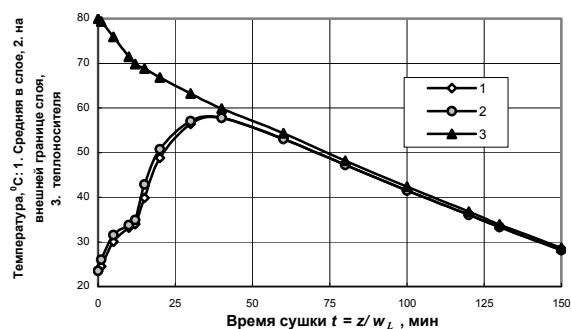
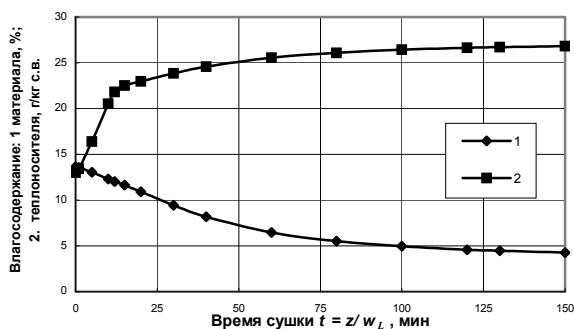


Рис. 1 – Графики средних значений влагосодержания W и температуры T слоя керамики толщиной $H = 12$ мм при обезвоживании сушильным агентом с параметрами $T_c = 50$ °C, $w_c = 3,5$ м/с; $\phi_c = 20\%$

прямоточной ленточной сушилке, когда параметры сушильного агента изменяются по длине туннеля. То, что в каждый момент времени рассчитанные температура, влагосодержание и относительная влажность сушильного агента соотносятся между собой на $I-d$ диаграмме влажного воздуха, свидетельствует об адекватности представленной математической модели и эффективности метода расчета.



а)

б)

Рис. 2 – Графики изменения влагосодержания керамического слоя и сушильного агента (а), температуры слоя и сушильного агента (б) при сушке слоя в ленточной прямоточной сушилке нагретым воздухом. Толщина слоя $X=16$ мм, скорость ленты $w_L=0,005$ м/с, скорость и давление теплоносителя на входе в аппарат: $w_{c0} = 5,5$ м/с, $P_{c0} = 103$ кПа

Литература

1. Рудобашта С.П. Массоперенос в системах с твердой фазой. –М.: Химия. –1980. –248 с.
2. Меньшутина Н.В., Гончарова С.В., Баранов С.В. Моделирование конвейерной сушилки для сушки полимеров // Труды III Минского межд. форума по теплообмену. –1996. –Т. VIII. –С. 210 – 213.
3. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сорокова Н.Н. Математическое моделирование теплообмена, фазовых превращений и усадки с целью оптимизации процесса сушки термоблажных материалов // ИФЖ. 2005. – Т. 78, – № 1. – С. 74– 87.
4. Никитенко Н.И. Проблемы радиационной теории тепло- и массопереноса в твердых и жидких средах // ИФЖ. 2000, – Т. 73, – № 4. – С. 851 – 860.
5. Никитенко Н.И. Теория теплообмена / Н.И. Никитенко –Киев: Наук. Думка. –1983. –352 с.

6. Никитенко Н.И. Исследование динамики испарения конденсированных тел на основе закона интенсивности спектрального излучения частиц // ИФЖ. 2002. – Т.75, – № 3, – С. 128 – 134.
7. Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сорокова Н.Н. Развитие теории и методов расчета динамики сорбции и десорбции. // ИФЖ. 2010. – Т. 83, – № 3, – С. 779 – 789.

УДК 621.21

ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ПРОЦЕСУ УТВОРЕННЯ ГУМІНОВО-МІНЕРАЛЬНИХ ТВЕРДИХ КОМПОЗИТІВ

Корнієнко Я.М., д.т.н., проф., Мартинюк О.В., зав. лаб., Мельник М.П., магістрант,
Гайдай С.С., магістрант, Семененко Д.С., магістрант
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

Наведено результати експериментальних досліджень процесу одержання з рідких систем гуміново-мінеральних твердих композитів.

Results of experimental researches of getting humic-mineral fertilizers process from liquid system are presented.

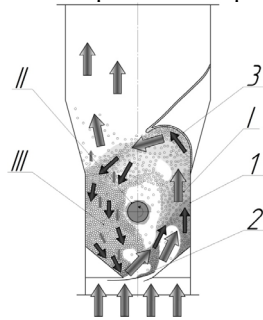
Ключові слова: гуміново-мінеральні добрива, грануляція, псевдозріджений шар

Key words: humic-mineral fertilizers, granulation, fluidized bed

Загальною науковою проблемою є підвищення ефективності процесу утворення твердих гуміново-мінеральних композитів із пошаровою структурою з рідких систем у псевдозрідженому шарі, яке можливе при забезпеченні інтенсивного гідродинамічного режиму. Найкраще ці умови виконуються якщо висота пробою струменя співпадає з висотою псевдозрідженого шару в апараті [1].

Метою експериментальних досліджень є визначення ефективності гідродинаміки при одержання гуміново-мінеральних твердих композитів із застосуванням нової конструкції газорозподільного пристрою (ГРП) та камери грануляції.

Досліди проводилися на пілотній установці з розмірами камери гранулятора 0,1×0,3×0,8 м, у якій встановлено направляючу вставку (рис. 1). У якості газорозподільного пристрою (ГРП) використовувався колосниковий газорозподільний пристрій щілинного типу, яка при співвідношенні висоти шару $H/D_e=2,0$ забезпечується інтенсивним режимом перемішування.



1 – корпус; 2 – газорозподільний пристрій; 3 – направляюча вставка; I – зона висхідного потоку; II – зона зрошення; III – зона низхідного потоку.

Рис. 1 – Організація руху зернистого матеріалу в апараті

Створення вертикально направленою струменя із формуванням газових бульбашок забезпечує активний рух частинок у шарі між зонами зрошення, інтенсивного тепло-масообміну, релаксації та в горизонтальній площині зони зрошення II.

У якості початкових центрів грануляції використовували гранули з розміром еквівалентного діаметра $D_e=2,1$ мм. У режимі активного псевдозрідження спостерігався циклічний струменево-барботаажний режим псевдозрідження. Відношення гідравлічного опору шару $\Delta P_{ш}$ до гідравлічного опору ГРП ΔP_p становило 6,67 за температури зріджувального агента $T=20$ °С.

На рис. 2 з інтервалом 0,033 с наведені фотографії стану зернистого матеріалу в шарі під час взаємодії з газом при $\Delta P_{\text{ш}} = 1962$ Па, який визначається з необхідної поверхні масообміну та приведений швидкості зріджувального агента $w_p = 0,98$ м/с.

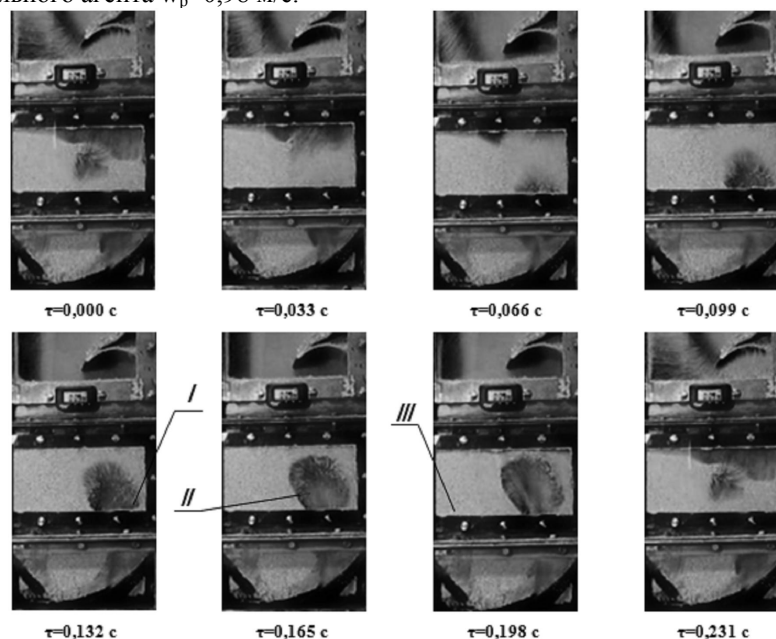


Рис. 2 – Циклограма гідродинамічного режиму псевдозрідження при $D_e = 2,1$ мм; $\Delta P_p = 294,3$ Па; $T = 20^\circ\text{C}$; $K_w = 1,32$, позиції I, II, III відповідають рис. 1.

Аналіз циклограми показує, що починаючи з $\tau = 0,000$ с до $\tau = 0,099$ с спостерігається струменевий рух дисперсного середовища біля правої щілини ГРП, так як її розмір більший за ліву, і утворення та збільшення розмірів газової бульбашки.

При збільшенні розмірів газової бульбашки значення її підйомної сили збільшується і вона прискорено переміщується вгору ближче до правої сторони камери гранулятора, що призводить до інтенсивного виносу зернистого матеріалу, який знаходиться над нею до направляючої вставки 2 унаслідок чого потужний вертикальний струмінь зернистого матеріалу над шаром спрямовується до лівої бічної сторони камери гранулятора, де відбувається збільшення висоти шару і цим самим призводить до збільшення гідравлічного опору. Це зумовлює зміщення траєкторії руху газової бульбашки до правої стінки гранулятора де гідравлічний опір менший, що підтверджується фотографіями при $\tau \geq 0,132$ с. При $\tau = 0,198$ с газова бульбашка відділяється і вже при $\tau = 0,231$ с відбувається вихід газової бульбашки із зернистого шару, що відповідає стану шару при $\tau = 0,000$ с. Цикл триває 0,231 с, частота пульсацій у шарі становить

4,33 Гц, при загальній поверхні шару $f_{\text{ш}} = 15,3$ м² та питомій поверхні $\sigma = 1700 \frac{\text{м}^2}{\text{м}^3}$.

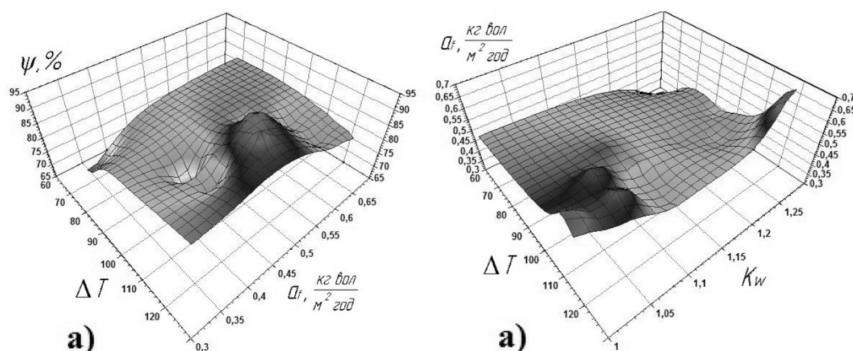
Завдяки інтенсивному імпульсному переміщенню зернистого матеріалу в горизонтальній площині по всій висоті поверхня контакту фаз використовується максимально. Окрім того, в низхідному потоці зернистого матеріалу в режимі фільтрації відбувається ефективний тепло-масообмін між зернистим матеріалом і газом.

Таким чином, застосування нової конструкції камери гранулятора дозволяє забезпечити направлену трьохмірну циркуляцію зернистого матеріалу з утворенням імпульсного режиму його переміщення.

При проведенні дослідів у якості початкових центрів грануляції використовувалися гранули сульфату амонію з домішками гумінових речовин з еквівалентним діаметром $D_e = 1,98$ мм у першому досліді та $D_e = 2,1$ мм у другому. У першому випадку наведені дані для розчину сульфату амонію з гуматами у співвідношенні N:Ga=20:1, у другому – сульфату амонію з гуматами із додатковим додаванням бентоніту у співвідношенні N:Ga:Б=19:1:1, який сорбує аміак.

Інтенсивність процесу зневоднення рідких систем визначається питомим навантаженням поверхні зернистого матеріалу в шарі за вологою a_f при заданому температурному режимі. Інтегральною оцінкою ефективності процесу є коефіцієнт гранулоутворення ψ , який показує масовий відсоток сухих речовин, поданих до апарата з розчином, що зумовлюють збільшення розмірів гранул.

На рис. 3(а, б) наведено експериментальну залежність ψ від перепаду температур на вході і в шарі та a_f .



а) сульфат амонію з гуматами; б) сульфат амонію з гуматами та бентонітом

Рис. 3 – Експериментальна залежність $\psi = f(\Delta T, a_f)$ при робочому розчині

Із графіків видно, що при робочому розчині сульфату амонію з гуматами максимальне значення коефіцієнта гранулоутворення $\psi = 85...95\%$ досягається при перепаду температур $\Delta T > 100\text{ }^\circ\text{C}$ та , у випадку додавання бентоніту максимельне значення $\psi = 85...92\%$ при $\Delta T > 100\text{ }^\circ\text{C}$ та

$$a_f = 0,5...0,85 \frac{\text{КГ ВОЛ}}{\text{М}^2 \text{ГОД}}$$

На рис. 4(а, б) наведено експериментальну залежність a_f від ΔT та числа псевдозрідження.

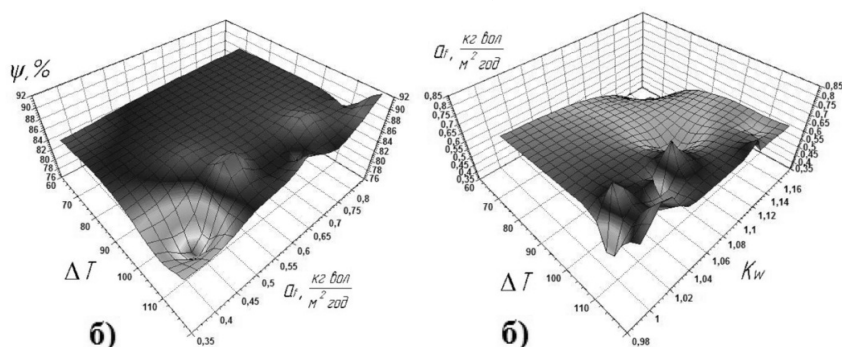


Рис. 4 – Експериментальна залежність $a_f = f(\Delta T, Kw)$ при робочому роччині: а) сульфату амонію з гуматами; б) сульфату амонію з гуматами та бентонітом.

Із графіків видно, що при значенні $Kw > 1$, тобто коли робоча швидкість перевищує критичну, питоме навантаження поверхні зернистого матеріалу в шарі за вологою a_f при робочому розчині сульфату амонію з гуматами за максимального значення перепаду температур $\Delta T = 120\text{ }^\circ\text{C}$ досягає $0,69 \frac{\text{КГ ВОЛ}}{\text{М}^2 \text{ГОД}}$, яке у

1,91 рази перевищує a_f для барботажного режиму [2]. У випадку додавання бентоніту максимальне значення a_f при максимальному $\Delta T = 120\text{ }^\circ\text{C}$ досягає $0,85$, що у 2,36 рази перевищує a_f для барботажного режиму.

Наведені залежності приблизно однакові для обох випадків. У майбутньому планується їх більш детальне дослідження.

Висновок

Застосування комплексного підходу до організації взаємодії твердої та газової фаз через зміну конструкцій газорозподільного пристрою та камери гранулятора дозволило реалізувати струменево-імпульсний режим гідродинаміки із трьохмірним рухом зернистого матеріалу. Струменево-барботаажний

режим псевдозрідження при одержанні азотно-гумінових добрив із заданими властивостями показав високу ефективність в разі збільшення питомого навантаження α_f у 2,36 рази в порівнянні зі звичайною конструкцією камери гранулятора.

Для визначення впливу технологічних параметрів є доцільним проведення додаткових дослідів, результати можуть бути використані при розробленні нового обладнання.

Література

1. Буевич Ю.А. Струйное псевдооживление / Ю.А. Буевич, Г.А. Минаев. – М.: Химия, 1984. – 136 с.
2. Корнієнко Я.М. Умови стійкої кінетики процесу одержання багатошарових твердих композитів / Я.М. Корнієнко, К.О. Гатілов, Д.О. Науменко // Наукові праці Одеської національної академії харчових технологій (ОНАХТ). – 2010. – Вип. 37. – С. 8-13.

УДК 615. 012. 014

МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ МАСОВІДДАЧІ ВІД НЕОБМЕЖЕНОГО ТОНКОГО ЛИСТКА У ЕКСТРАГЕНТ

Дячок В.В. д-р. техн. наук, професор, Мараховська А.О., аспірант
Національний університет "Львівська політехніка", м. Львів

Побудовано математичну модель масовіддачі від необмеженого тонкого листка у екстрагент враховуючи анатомічні особливості рослинної сировини, а саме наявність клітинного та міжклітинного середовища. Рішення її дозволяє прогнозувати кінетику процесу екстрагування неподрібненого листя при реалізації її на практиці.

The mathematical model of massreturn is built from an unlimited thin sheet in an extractant, taking into account its anatomical structure, a namely presence of cellular and intercellular environment. The decision of it allows to forecast kinetics of the extraction process of the unground folium up leaves during realization of it in practice.

Ключові слова: математична модель, екстракція, масовіддача, цільовий компонент, міжклітинне середовище, дифузія.

Особливості вилучення цільових компонентів із сировини з клітинною будовою пов'язані з тим, що на шляху до цільового компоненту, який містяться у клітині, знаходиться клітинна стінка, фізіологічний стан якої може бути різноманітним. Пристінний шар протоплазми накладає відбиток на властивості клітинної стінки, як мембрани, яка відокремлює розчин всередині клітини (клітинний сік) від рідини у міжклітинному середовищі. Поки протоплазма жива, клітинна стінка є напівпроникною перепонкою, яка не пропускає назовні речовини розчинні у клітинному соці. У даному випадку можливо лише проникнення екстрагенту всередину клітини. І лише після певного проміжку часу у середовищі екстрагенту, внаслідок денатурації білків, клітинна стінка втрачає характер напівпроникної мембрани та починає пропускати цільовий компонент в обидві сторони. При цьому швидкість дифузії речовини крізь мембрану лімітується градієнтом концентрації і характеристикою самої мембрани. Після виносу цільової речовини із клітини їх дифузія, обмежується вузькими просвітами міжклітинного середовища та довжиною шляху дифузії цільової речовини до зовнішньої поверхні. Крім того, додатковий опір виникає із-за частого співудару частинок із поверхнею міжклітинного середовища. Увесь цей складний комплекс дифузійних явищ, що протікають всередині шматочків рослинного матеріалу, називається *внутрішньою дифузією* та характеризується коефіцієнтом внутрішньої дифузії D . Величина D буде значно менша, ніж для вільної молекулярної дифузії D^* .

Отже, коефіцієнт внутрішньої дифузії $D_{вн}$ є складною величиною і є функцією коефіцієнту дифузії через клітинну мембрану D_c та коефіцієнту дифузії в міжклітинному середовищі D_m .

$$D = f(D_c; D_m).$$

Поверхню листка (пластини) з обох сторін обтікає потік екстрагенту з однаковими умовами, тобто при постійній, в середньому, гідродинамічній обстановці. В результаті цього цільовий компонент, який екстрагується, від поверхневого шару листка переходить у екстракт, а його місце займають нові порції цільового компоненту, що рухається з глибинних шарів.

Таким чином в основу моделі заложено принцип, - цільовий компонент у товщі листка (пластини) переноситься внаслідок молекулярної дифузії з об'єму клітини в міжклітинне середовище, яке в цілому

являє собою колоїдний розчин, що заповнює “скелет”, дифундує через міжклітинне середовище до поверхні листка, а від поверхні листка в основний потік екстракту – внаслідок конвективної масовіддачі.

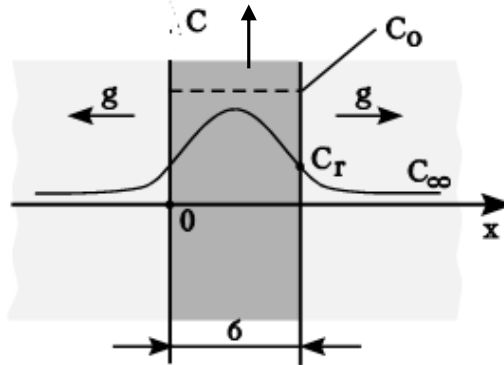


Рис. 1 – Схематичне зображення масовіддачі від пластини

C_0 – концентрація в пластині (у внутрішньому об’ємі клітини) у початковий момент часу; C_g – концентрація в пластині на границі; C_∞ – концентрація в потоці розчину; g – потік маси з поверхні; δ – товщина пластини (листка).

Концентрація цільового компоненту біля границі розділу фаз у твердій фазі і у рідині є рівноважними. Оскільки використовується великий надлишок екстрагенту, то концентрація цільового компоненту в ньому практично постійна протягом всього часу екстрагування. Молекулярний перенос у листку описується диференціальним рівнянням нестационарної дифузії, яке для випадку однонаправленого переносу має вигляд:

$$\frac{\partial C}{\partial t} = D \frac{\partial^2 C}{\partial x^2}; \quad (1)$$

де: D – усереднений коефіцієнт дифузії (коефіцієнт масопровідності) компонента в товщі листка, заповненим екстрагентом, $\text{м}^2/\text{с}$; C – концентрація цільового компоненту в листку, $\text{кг}/\text{м}^3$; t – час від початку процесу, с; x – просторова координата, перпендикулярна до поверхні листка (початок координат розташований в середині листка (пластини)).

Щоб отримати розв’язок рівняння (1) для конкретного процесу, його необхідно доповнити умовами однозначності, які включають початкові і граничні умови:

Початкові і кінцеві умови, якими визначається розподіл концентрації в листку (за товщиною):

$$\begin{aligned} C(x) &= C_0 && \text{при } t = 0; \\ C(x) &\rightarrow C^*(y_\infty) && \text{при } t \rightarrow \infty, \end{aligned} \quad (2)$$

де: $C^*(y_\infty)$ – концентрація цільового компоненту у листку, рівноважна з концентрацією рідини.

Граничні умови на поверхні тіла, з якого виділяється цільовий компонент, виводяться з умови не накопичення компоненту на границі розділу фаз. Це означає, що кількість компоненту, яка підводиться з товщі твердого тіла до поверхні розділу фаз, повинна дорівнювати кількості компонента, яка відводиться від поверхні розділу фаз у потік рідини в результаті масовіддачі.

Потік компонента в товщі листка безпосередньо біля границі розділу фаз, спричинений масопровідністю, описується аналогом 1-го закону Фіка:

$$q = -D \left(\frac{\partial C}{\partial x} \right)_{x=\delta}; \quad 0 \leq x \leq \delta, \quad (3)$$

Кількість маси, що покидає тверде тіло, можна описати рівнянням масовіддачі. Тоді потік з поверхні твердого тіла в рідинну фазу:

$$q = \beta(y_p - y_\infty);$$

де: β – коефіцієнт масовіддачі, $\text{м}/\text{с}$;

У такому випадку граничні умови запишуться у вигляді:

$$-D \frac{\partial C}{\partial x} = \beta(y_p - y_\infty) \quad \text{при } x = +\delta$$

$$D \frac{\partial C}{\partial x} = \beta(y_p - y_\infty) \text{ при } x = -\delta \quad (4)$$

y_p – концентрація компонента в рідині біля границі розділу фаз, кг/м³; y_∞ – концентрація компонента в потоці рідини, кг/м³; δ – половина товщини листка, м.

Для отримання розв'язку, нашу задачу треба перетворити до безрозмірної форми, враховуючи особливості рівноваги при масообміні.

При невеликих концентраціях міжфазна рівновага описується лінійним рівнянням:

$$y = mC; \quad (5)$$

де: m - константа міжфазної рівноваги.

Використовуючи рівняння (5), виключимо з граничних умов величини "y", заміняючи їх еквівалентними значеннями "C".

З рівноваги на границі розділу фаз маємо:

$$y_p = mC_\Gamma; \quad (6)$$

Перетворимо рівняння масовіддачі від границі, домноживши його на m/m :

$$\beta(y_p - y_\infty) \frac{m}{m} = \beta m \left(\frac{y_p}{m} - \frac{y_\infty}{m} \right) = \beta m (C_\Gamma - C_\infty); \quad (7)$$

Введемо значення надлишкової концентрації:

$$\theta = C - C_\infty; \quad (8)$$

Оскільки концентрація екстракту є малою, то $C_\infty = const$, тоді $\partial \theta = \partial C$ і вираз (8) переписеться так:

$$\frac{\partial \theta}{\partial t} = D \frac{\partial^2 \theta}{\partial x^2}; \quad (9)$$

Граничні умови:

$$\begin{aligned} -D \frac{\partial \theta}{\partial x} &= \alpha \theta; \quad \text{при } x = +\delta; \\ D \frac{\partial \theta}{\partial x} &= \alpha \theta; \quad \text{при } x = -\delta; \end{aligned} \quad (10)$$

де: $\alpha = m\beta$.

Початкові і кінцеві часові умови наберуть такого вигляду:

$$\begin{aligned} \theta &= \theta_0 = C_0 - C_\infty \quad \text{при } t = 0; \\ \theta &\rightarrow 0 \quad \text{при } t \rightarrow \infty; \end{aligned} \quad (11)$$

Розв'язок рівняння (9) при граничних (10) і початкових умовах (11) має такий вигляд [1]:

$$\theta = \theta_0 \sum_{n=1}^{\infty} \frac{4(\mathcal{G} + 1)Bi^2}{\mu_n^2 (Bi^2 - 2\mathcal{G}Bi + \mu_n^2)} e^{\left(-\mu_n^2 \frac{Dt}{R^2}\right)}, \quad (12)$$

де: $\mathcal{G} = -0,5$; для пластини; μ_i - корені характеристичного рівняння $\mu = (2n - 1) \frac{\pi}{2}$; $Bi = \frac{\alpha \delta}{D}$ - модифікований масообмінний критерій Біо (він включає константу міжфазної рівноваги - m). Рівняння (9) має безліч розв'язків (коренів), які можна знайти одним з наближених числових методів, наприклад методом дихотомії. Корені μ_n лежать в інтервалах, кратних π : μ_1 - в інтервалі $(0, \pi)$; μ_2 - $(\pi, 2\pi)$; μ_3 - $(2\pi, 3\pi)$ і т.д. Для крайніх випадків:

$$\begin{aligned} 1) \text{ при } Bi \rightarrow \infty \quad \mu_1 &= \pi/2, \mu_2 = 3\pi/2, \dots, \mu_n = (2n - 1)\pi/2; \\ 2) \text{ при } Bi \rightarrow 0 \quad \mu_1 &= 0, \mu_2 = \pi, \dots, \mu_n = (n - 1)\pi. \end{aligned} \quad (13)$$

Починаючи з деякого моменту часу, рівняння (12) обмежується першим членом ряду і при $Bi \rightarrow \infty$ константа $B_1 = 8/\pi$; $\mu_1 = \pi/2$ для небмеженої пластини [1].

Вводячи систему безрозмірних величин:

$$\tau = \frac{D_M t}{R^2}; \chi = \frac{D_c R^2}{D_M R_c^2}; R_c^2 = \frac{V_c \delta_c}{F_c}; \quad (14)$$

де: R_c - розмірів рослинної клітини, м; R - розмірів екстрагованої пластинки листка, м.

Розв'язок рівняння (9) при граничних (10) і початкових умовах (11) з врахуванням системи величин (14) має такий вигляд :

$$\theta = \theta_0 \sum_{n=1}^{\infty} B_n e^{(-\mu_n^2 \chi \tau)}; \quad (15)$$

де: $B_n = \frac{8}{(2n-1)^2 \pi^2};$

При таких обставинах процес лімітується виходом компоненту із клітин, а кінетика залежить від розміру частинок екстрагованої сировини:

$$\chi \tau = \frac{D_c R^2}{D R_c^2} \cdot \frac{Dt}{R^2} = \frac{D_c F_c t}{V_c \delta_c} = \frac{D_c t}{R_{екв} \delta_c} = k_c t; \quad (16)$$

де: k_c - коефіцієнт масопереносу через клітинну мембрану, м/с; δ_c - товщину клітинної оболонки, м; V_c - внутрішній об'єм клітини, м³; F_c - площа поверхні клітини, м²; $R_{екв} = \frac{V_c}{F_c}$ - еквівалентний радіус клітини, м.

Із (16) слідує, що ізбільшенням числа χ кінетика все більше залежить від розміру частинок. Хоча визначальним є дифузія цільового компоненту через клітинну оболонку D_c , на кінетику все ж таки, суттєво впливає опір міжклітинного середовища, який визначається коефіцієнтом дифузії в міжклітинному середовищі D_M . Про явище досягнення певних максимальних значень цільового компоненту в міжклітинному середовищі детально йшлося в роботі [2]. В даній роботі зроблена спроба конкретизувати завдання, а саме застосувати теорію дифузії цільової речовини через клітинну оболонку в міжклітинний простір, тоді в міжклітинному просторі до границі поділу фаз, для випадку екстрагування листя, як моделі необмеженої пластини. Описана вище модель справедлива для необмеженого листка з постійною товщиною і постійним коефіцієнтом масопровідності. Згідно правила адитивності сумарний опір масопереносу визначається:

$$k = \frac{1}{\frac{\delta_c}{D_c} + \frac{R}{D_i} + \frac{s}{D} + \frac{1}{\beta_1}} \quad (17)$$

де: s - товщина дифузійного пограничного шару; β_1 - коефіцієнт конвективної дифузії.

На рисунку 2 представлена кінетика екстрагування листя подорожнику подрібненого до $0,5 \cdot 10^{-3}$, $1,5 \cdot 10^{-3}$, $2,5 \cdot 10^{-3}$, $5 \cdot 10^{-3}$ м водою знесолоною при температурі 20 °С. Як видно із рисунку розмір екстрагованих частинок листка суттєво впливає на тривалість часу досягнення рівноваги. Із збільшенням розміру збільшується час досягнення рівноваги.

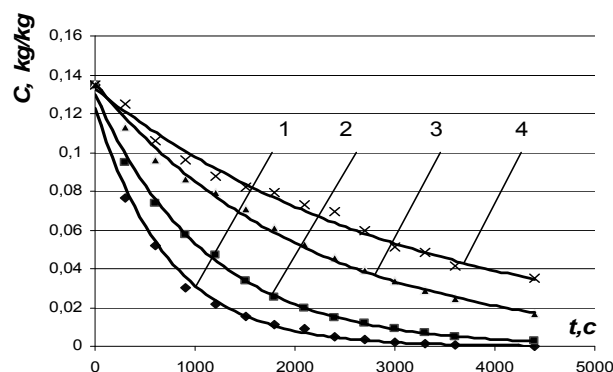


Рис. 2 – Кінетика екстрагування листя подорожнику подрібненого до розмірів: $0,5 \cdot 10^{-3}$, $1,5 \cdot 10^{-3}$, $2,5 \cdot 10^{-3}$, $5 \cdot 10^{-3}$ м

Одержані експериментальні криві кінетики екстрагування листя подорожнику подрібненого до відповідних розмірів добре описуються отриманим рівнянням (15). Логарифмуючи (15) отримуємо рівняння:

$$\ln \frac{\theta}{\theta_0} = \ln B - \chi \tau \quad (18)$$

Отримане рівняння (18) в координатах: $\ln \frac{\theta}{\theta_0} = f(\tau)$; описує лінію, яка дозволяє визначити величину - χ , як тангенс кута нахилу прямого участку. Як показує експеримент із збільшенням розміру пластинки листка, абсолютна величина коефіцієнту - χ зменшується, рис. 3.

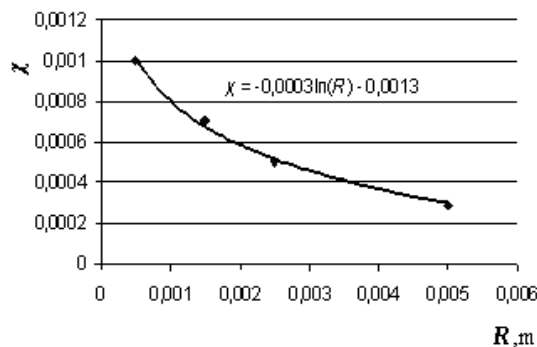


Рис. 3 – Залежність χ від розміру екстрагованої пластинки листка

Залежність величини - χ від розміру екстрагованої пластинки описується рівнянням (рис. 3):

$$\chi = -0,0003 \ln R - 0,0013 \quad (19)$$

Підставив середньостатистичний радіус рослинної клітини $25 \cdot 10^{-5}$ м [4] у вираз (19) отримуємо значення величини $\chi = 0,0018$.

З іншого сторони, беручи до уваги припущення (14) та за умови, що розмір пластинки екстрагованого листка рівний розміру рослинної клітини, $R_c = R$, відношення значення коефіцієнту дифузії через клітинну оболонку до значення коефіцієнту дифузії в міжклітинному просторі становить:

$$\chi = \frac{D_c R^2}{D_M R_c^2} = \frac{D_c}{D_M} = 0,0018 ; \quad (20)$$

Коефіцієнт дифузії через клітинну оболонку D_c для листя визначені в роботі [3] та становлять $2,5 \cdot 10^{-14}$ м²/с. Тоді коефіцієнт дифузії в міжклітинному середовищі згідно виразу (20) має порядок $D_M = 1,4 \cdot 10^{-11}$ м²/с.

Висновок. Побудовано математичну модель масовіддачі від платини (рослинного листка) в процесі екстрагування враховуючи його анатомічну будову, а саме наявність клітинного та міжклітинного простору. Рішення її дозволяє визначити кінетичні коефіцієнти – D_c , D_M , режим процесу та прогнозувати кінетику при реалізації процесу екстрагування на практиці.

Література

1. Аксельруд Г.А. Экстрагирование (система твердое тело - жидкость) / Г.А. Аксельруд, В.М. Лысянский. - Л.: Химия, 1974.-254 с.
2. Dyachok V. Extraction process of intracellular substance / Chemistry & chemical technology. – 2010. - Vol. 4, №2.- P. 163-167.
3. Dyachok V. Some kinetic regularities of intracellular substance extracting/ V. Dyachok, M. Malovanyu, I. Ilkiv // Chemistry & chemical technology. – 2011. - Vol. 12, № 4 .- P. 163-167.
4. Hopkins W.G. Introduction to Plant Physiology. 2ad ed. John Wiley & Sons / W.G. Hopkins. - Inc.: New York, 1999. – 512 p.

ИНТЕНСИВНОСТЬ ЗАГРЯЗНЕНИЯ ТЕПЛООБМЕННИКОВ ПРИ ПОДОГРЕВЕ НЕФТИ С УЧЕТОМ ИЗМЕНЕНИЯ ТЕПЛОФИЗИЧЕСКИХ СВОЙСТВ

Капустенко П.А. канд. техн. наук, профессор
Арсеньева О.П. канд. техн. наук, доцент
Юзбашьян А.П. аспирант
Национальный Технический Университет
"Харьковский Политехнический Институт", г. Харьков

В работе исследуется целесообразность применения на установке первичной переработки нефтеперерабатывающего завода, современного, компактного теплообменного оборудования для блока предварительного нагрева нефти. Для этого была рассчитана разница между интенсивностью осаждения и интенсивностью удаления загрязнений, а также определены граничные значения касательного напряжения, при котором не происходит процесс отложения. С помощью таблицы и графиков показана важность учета изменения физических свойств в процессе выбора необходимого оборудования, которое удовлетворяло бы заданным параметрам.

This paper investigates the feasibility of a modern, compact heat exchangers for preheating the crude oil block. The difference between fouling deposition term and fouling removal term was calculated, as well as the threshold values of the shear stress at which fouling not starting. The importance of taking into account changes in the physical properties during the selection process of the necessary equipment is shown with the help of tables and graphs.

Ключевые слова: теплообменное оборудование, нефтепереработка, касательное напряжение, загрязнение, интенсивность удаления, интенсивность осаждения

Введение. Во всем мире остро стоит проблема экономии первичных энергоресурсов. Разрабатываются различные планы и стратегии. Так, на сегодняшний день в Украине действует программа энергоэффективности на 2010-2015 годы, которая направлена на совершенствование системы стандартизации в области энергоэффективности и возобновляемой энергетики; на оптимизацию структуры энергетического баланса, а также на уменьшение объема технологических затрат и потерь энергоресурсов в результате модернизации и реконструкции оборудования, внедрение современных энергоэффективных технологий [1].

Нефтеперерабатывающие заводы являются крупнейшими потребителями энергетических ресурсов. Снижения потребления можно достичь путем проектирования технологических схем производства на основе современных методов интеграции процессов (пинч-анализ) с использованием современного высокоэффективного пластинчатого теплообменного оборудования.

Актуальность рассмотренной темы обусловлена тем, что один из факторов, который должным образом не достаточно учитывается в пинч-проектировании – влияние загрязнений на производительность аппарата. Это весьма серьезное упущение, особенно при использовании теплообменников для потоков с высокой температурой.

Также нужно учитывать, что производительность сети в чистых условиях значительно будет отличаться от производительности, которая будет спустя некоторое время из-за динамического роста отложений, это может привести к полной остановке производства. Прогрессирующее накопление нежелательных отложений на теплопередающих поверхностях снижает эффективность пластинчатого теплообменного оборудования (ПТО), что в свою очередь приводит к увеличению расхода топлива и к дополнительным выбросам двуокиси углерода при его сжигании. Во многих случаях наряду с повышением тепловой эффективности оборудования необходимо решать и другие не менее важные задачи: снижение металлоемкости, повышение эксплуатационной надежности и ремонтпригодности [2]. Поэтому в данной работе рассматривается целесообразность замены кожухотрубчатых аппаратов, на современные пластинчатые теплообменники типа Компаблок, фирмы Альфа Лаваль.

Схема подогрева сырой нефти. В данной работе рассматривалась схема подогрева сырой нефти, приведенная в работе [3] (рис. 1). В данной схеме подогрев сырой нефти осуществляется в 7 кожухотрубчатых теплообменниках. Поточковые данные технологических потоков и площади аппаратов представлены в таблице 1.

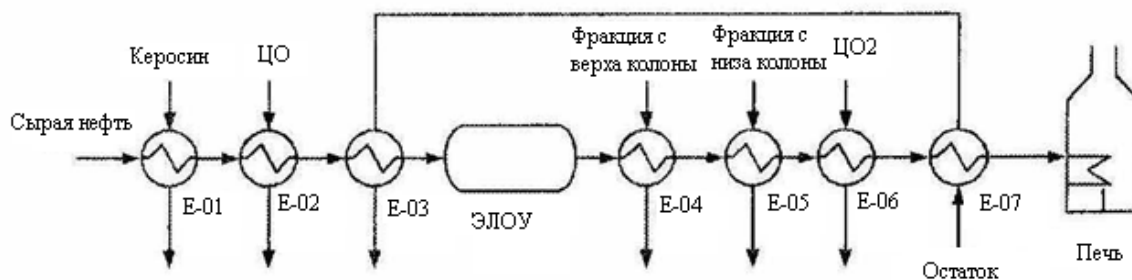


Рис. 1 – Схема подогрева сырой нефти

Таблица 1 – Потокные данные

Аппарат	Горячие потоки			Холодный поток (Сырая нефть)			Площадь, м ²
	Расход, [кг/ч]	T _{in} , [°C]	T _{out} , [°C]	Расход, [кг/ч]	T _{in} , [°C]	T _{out} , [°C]	
E01	10000	205	44	100000	32	51,3	55,46
E02	20000	290	83	100000	51,3	96,5	112,38
E03	50000	254,6	206,5	100000	96,5	120,5	122,6
E04	40000	220	148,2	100000	116	147,1	226,23
E05	60000	280	193	100000	147,1	199,3	412,32
E06	10000	280	208,5	100000	199,3	206,2	87,67
E07	50000	360	254,6	100000	206,2	256,4	353,21

Поведение загрязнений в пластинчатых теплообменниках. Так как одной из задач данной работы является определение целесообразности применения пластинчатых теплообменников, смоделируем поведение загрязнений в данных аппаратах.

Скорость изменения термического сопротивления отложений во времени можно описать выражением предложенным в работе [4]:

$$\frac{dR_f}{dt} = \frac{A_m \cdot C_f \cdot u \cdot T_s^{2/3} \cdot \rho^{2/3} \cdot \mu^{-4/3}}{1 + B_m \cdot u^3 \cdot C_f^2 \cdot \rho^{-1/3} \cdot \mu^{-1/3} \cdot T_s^{2/3} \cdot \exp(E / RT_s)} - C_m \cdot \tau_w; \quad (1)$$

Также в этой работе представлены значения параметров, которые дают наилучшее согласование с экспериментальными данными для нефти:

$$A_m = 7,93 \cdot 10^{-10} \text{ кг}^{2/3} \text{ К}^{1/3} \text{ м}^{5/3} (\text{кВт})^{-1} \text{ с}^{-1/3} \text{ ч}^{-1};$$

$$B_m = 1,8 \cdot 10^{-5} \text{ м}^{13/3} \text{ кг}^{2/3} \text{ с}^{8/3} \text{ К}^{-2/3};$$

$$C_m = 1,6 \cdot 10^{-5} \text{ м}^{6/5} \text{ Кс}^{4/5} \text{ К}^{-2/3} \text{ кВт}^{-1} \text{ ч}^{-1};$$

$$E = 52100 \text{ Дж/Моль};$$

$$R = 8314 \text{ Дж}.$$

Для развитого турбулентного потока в прямой гладкой трубе с внутренним диаметром de коэффициент трения Фаннинга можно рассчитать согласно уравнения Блазиуса:

$$C_f = 0,0791 \cdot (u \cdot \rho \cdot de / \mu)^{-0,25}; \quad (2)$$

Касательное напряжение на стенке в прямой гладкой трубе:

$$\tau_w = C_f \cdot \rho \cdot u^2 / 2; \quad (3)$$

Для известного значения касательного напряжения на стенке в канале с улучшенной теплоотдачей эквивалентная скорость в гладкой трубе может быть вычислена согласно уравнению (3), используя выражение (2) для C_f [5]:

$$u = \left(\frac{\tau_w \cdot de^{0,25} \cdot 2}{\mu^{0,25} \cdot \rho^{0,75} \cdot 0,0791} \right)^{\frac{1}{2-0,25}}; \quad (4)$$

Касательное напряжение на стенке основного гофрированного поля межпластинных каналов можно определить согласно выражению:

$$\tau_w = \zeta_s \cdot \psi \cdot \rho \cdot w^2 / 8; \quad (5)$$

где ζ_s – суммарный коэффициент гидравлического сопротивления единицы относительной длины канала.

Для расчета коэффициента сопротивления ζ_s используется зависимость предложенная в работе [6]:

$$\zeta_s = 8 \cdot \left[\left(\frac{12 + p2}{Re} \right)^{12} + \frac{1}{(A + B)^{3/2}} \right]^{1/12}; \quad (6)$$

$$A = \left[p4 \cdot \ln \left(\frac{p5}{\left(\frac{7 \cdot p3}{Re} \right)^{0,9} + 0,27 \cdot 10^{-5}} \right) \right]^{16}; \quad (7)$$

где $p1, p2, p3, p4, p5$ – параметры, зависящие от формы гофрировки канала.

$$p1 = \exp(-0,15705 \cdot \beta); \quad (8)$$

$$p2 = \frac{\pi \cdot \beta \cdot \gamma^2}{3}; \quad (9)$$

$$p3 = \exp\left(-\pi \cdot \frac{\beta}{180} \cdot \frac{1}{\gamma^2}\right); \quad (10)$$

$$p4 = \left(0,061 + \left(0,69 + \operatorname{tg}\left(\beta \cdot \frac{\pi}{180}\right) \right)^{-2,63} \right) \cdot (1 + (1 - \gamma) \cdot 0,9 \cdot \beta^{0,01}); \quad (11)$$

$$p5 = 1 + \frac{\beta}{10}; \quad (12)$$

где $\gamma = \frac{2b}{S}$ – параметр профиля гофрировки;

β – угол гофрировки к продольной оси пластины;

b – высота гофрировки;

S – шаг гофры, м.

Полученные значения представлены в таблице 2.

Таблица 2 – Поведение загрязнений в каждом теплообменнике

	E-01	E-02	E-03	E-04	E-05	E-06	E-07
Температура стенки, $T_s, ^\circ\text{C}$	69,44	118,62	169,28	156,46	204,04	218,26	266,5
Касательное напряжение, $\tau_w, \text{Па}$	20,41	18,09	56,82	39,18	53,09	46,3	19,14
Коэффициент трения Фаннинга, C_f	0,01012	0,00883	0,00629	0,00615	0,00532	0,00506	0,00555
Скорость изменения термического сопротивления отложений, $\frac{dR_f}{dt}, \frac{i^2 \cdot \hat{E}}{\hat{A} \delta \cdot \div \hat{\alpha} \tilde{n}}$	-0,00282	-0,00017	-0,00039	-0,00005	0,000369	0,000901	0,001204

Отрицательное значение $\frac{dR_f}{dt}$ соответствует условию отсутствия роста слоя загрязнений.

Из полученных данных видно, что на позициях E-01, E-02, E-03 и E-04 интенсивность удаления загрязнений в пластинчатых теплообменниках больше интенсивности осаждения и рост загрязнений не наблюдается. На позициях E-05, E-06 и E-07 идет процесс загрязнения.

Зависимость касательного напряжения от температуры стенки. Поскольку физические свойства меняются в зависимости от температуры, плотность и вязкость нефти в разных теплообменниках отличается. Это различие оказывает влияние на касательное напряжение. Более детальное рассмотрение изменения физических свойств представлено в работе [7].

Используя выражение (1), приравняв правую часть к нулю, можно найти граничные условия касательного напряжения, до которого идет процесс отложения.

В таблице 3 и на рисунках 2 и 3 представлены пороговые значения касательного напряжения полученные методом интерполяции.

Таблица 3 – Влияние изменений температуры на значение касательного напряжения

Позиция	Температура стенки $T_s, ^\circ\text{C}$	Касательное напряжение, $\tau_w, \text{Па}$	Касательное напряжение, $\tau_w^*, \text{Па}$
E-01	69,44	0,622	2,017
E-02	118,62	3,682	3,767
E-03	169,28	20,758	5,704
E-04	156,46	33,517	5,203
E-05	204,04	99,916	7,092
E-06	218,26	186,438	7,672
E-07	266,5	312,379	9,685

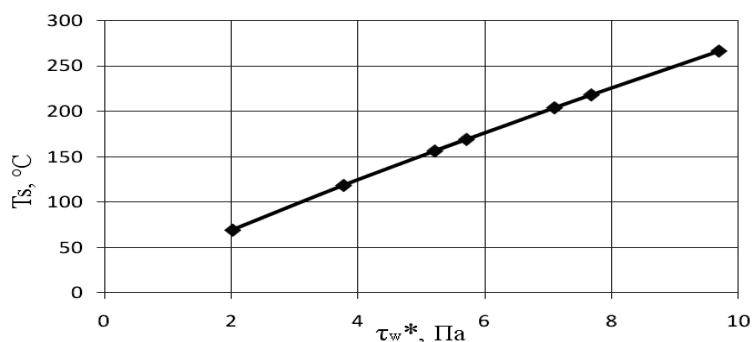


Рис. 2 – Зависимость касательного напряжения от температуры стенки при среднем значении плотности, учитывая только повышение температуры стенки

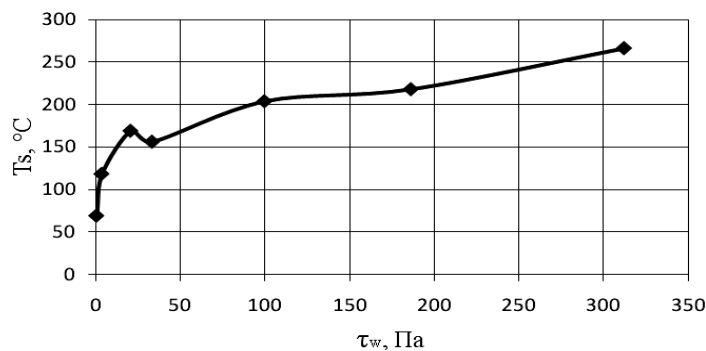


Рис. 3 – Зависимость касательного напряжения от температуры стенки с учетом изменения плотности потока после прохождения каждого теплообменника

Выводы

В статье рассмотрена целесообразность применения пластинчатых теплообменников для подогрева сырой нефти. Рассчитана разница между интенсивностью осаждения и интенсивностью удаления загрязнений в каждом теплообменнике, учитывая изменение физических свойств потока нефти. На первых четырех позициях, путем изменения количества ходов, могут быть достигнуты пороговые значения касательного напряжения и не наблюдается рост загрязнений.

Из таблицы 3 видно, что значение касательного напряжения может отличаться в 30 раз, если не учитывать изменения физических свойств в каждом теплообменнике. Это весьма значительная погрешность приводящая к неправильным выводам о целесообразности применения данного вида теплообменников.

Література

1. Постанова Кабінету Міністрів України № 243 від 01.03.2010 №243 «Про затвердження Державної цільової економічної програми енергоефективності на 2010-2015 роки» // Офіційний вісник України, 2010 – № 16.
2. Клемеш Й. Реконструкція теплової сети установки первичної переробки нафти с помощью пинч-анализа / Й. Клемеш, Л.Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ, Н.Д. Андрийчук, П.А. Капустенко, Л.М. Ульєв, А.Ю. Перевертайленко, Б.Д. Зулин // Тези доповідей IX міжнародної конференції «Удосконалення процесів та апаратів хімічних, харчових та нафтохімічних виробництв». Ч. 2. Теплові процеси. Одеса. – 1996. – с. 46.
3. Francesco Coletti, Sandro Macchietto, Graham T. Polley. Effects of fouling on performance of retrofitted heat exchanger networks: A thermo-hydraulic based analysis. Computers and Chemical Engineering 35 (2011) 907-917.
4. Mengyan Yang, Barry CITTENDEN, Fouling thresholds in bare tubes and tubes fitted with inserts. Applied Energy, 89, 2012, 67-73.
5. Арсеньєва О.П. Уменьшение образования отложений со стороны охлаждающей воды в пластинчатых теплообменных аппаратах промышленных предприятий. // Вестник НТУ "ХПИ" – 2012 - №10 – с. 13-28.
6. Арсеньєва О.П. Обобщенное уравнение для расчета гидравлического сопротивления каналов пластинчатых теплообменников. // Интегрированные технологии и энергосбережение – Харьков: НТУ "ХПИ", 2010 – №4 – с. 112-117.
7. Elvis Koku Tamakloe, Graham Thomas Polley, Martin Picon-Nunez. Design of Compabloc exchangers to mitigate refinery fouling. Applied Thermal Engineering, 2012, 1-8.

УДК 664.723.047

ПИТОМІ ВИТРАТИ ЕНЕРГІЇ ПРИ ЗНЕВОДНЕННІ ХАРЧОВОЇ СИРОВИНИ В ЕЛЕКТРОМАГНІТНОМУ ПОЛІ

Бурдо О.Г., д-р техн. наук, професор, Терзісв С.Г., канд. техн. наук, асистент,
Яровий І.І., аспірант, Борщ А.А., аспірант
Одеська національна академія харчових технологій, м. Одеса

Вивчення процесів зневоднення харчової сировини під впливом електромагнітного НВЧ поля. Розробка математичної моделі теплового переносу при мікрохвильовому підводі енергії. Експериментальна сушильна установка з мікрохвильовим підведенням енергії.

Study of the processes of dehydration of food raw materials under the influence of the electromagnetic microwave field. Development of a mathematical model of heat in the microwave energy supply. Experimental drying system with microwave energy input.

Ключові слова: математичне моделювання, мікрохвильова сушка, зневоднення, бародифузія, дослідна сушильна установка.

Вступ. Проблема енергоефективності процесів сушіння в харчовій та переробній промисловості набирає все більшої ваги в зв'язку з монотонним збільшенням вартості енергоносіїв, які в вартості більшості даних технологій складають понад 30%. Традиційні підходи [1, 2] в технологіях сушіння зіткнулися з непереборним протиріччям. Із одного боку, для інтенсифікації процесів тепломасопереносу потрібно збільшувати швидкість (тобто витрату) сушильного агента. З іншого боку, чим більша витрата теплоносія, тим більше втрачається теплової енергії з викидами сушильної установки. Вважаємо, що розв'язання зазначеного протиріччя пов'язане із зміною принципів підведення енергії до об'єкта сушіння. Нова технічна ідея, яка оприявнюється в цій роботі, ґрунтується на двох положеннях [2, 3]. По-перше, слід зняти з повітря задачі теплоносія і залишити йому лише задачі дифузійного середовища, що забезпечує ефективний «приймання» та відведення вологи з вологого матеріалу. По-друге, організувати об'ємний підвід енергії до продукту. Реалізація першого положення дозволить істотно скоротити втрати тепла з відпрацюванням повітрям, а другого - серйозно скоротити час процесу сушіння.

Механізми переносу вологи з капілярнопористих тіл. Відповідно до загальноприйнятої класифікації П.А. Рабіндера існує три форми фізичного зв'язку вологи з матеріалом. Очевидно, що різні за фізичною суттю види зв'язку вимагають і різних механізмів їх розриву. Причому це не обов'язково повинні

бути тільки дифузійні процеси. Все визначається рушійними силами, які можуть мати різноманітну природу. Сьогодні створено нові, перспективні види обладнання, ефективність роботи яких складно пояснювати з позицій сучасної теорії сушіння. Із цього випливає:

1) техніка зневоднення розвивається стрімкіше, ніж теоретичні обґрунтування нових принципів видалення вологи;

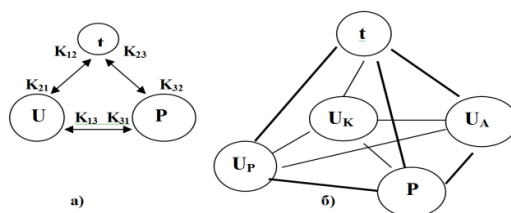
2) процеси видалення вологи з матеріалу часто не відповідають поняттю «сушка», рушійні сили цих процесів не відповідають дифузійним принципам;

3) часто, зневоднення - це комплекс комбінованих, процесів які зв'язано протікають, що вимагає коректного визначення дійсних механізмів переносу вологи.

Виходячи з цього, проаналізовано можливі схеми перенесення вологи. Вважаємо, що проблеми, які виникають при описі процесу сушіння, пояснюються тим, що автори, прихильники феноменологічного підходу, розглядають сушку як якийсь один процес із постійними коефіцієнтами переносу і формують моделі, виходячи з цих припущень. У даній роботі висунуто гіпотеза що, за принципом суперпозиції, сушка – це результат дії щонайменше трьох процесів: перенесення вологи з поверхні твердого тіла, перенесення вологи в обмежених умовах капілярів і десорбція вологи. Кожен із цих процесів характеризується своїм значенням рушійної сили і кінетичним коефіцієнтом швидкості процесу. Для різних процесів ці параметри можуть істотно відрізнятися. Кожний із трьох процесів підпорядковується своїм законам перенесення і реалізується за рахунок різних механізмів.

Механічне видалення вологи з поверхні тіла проводять при так званій «фільтраційній сушці». При видаленні вологи в середовище перегрітої водяної пари здійснюється типове теплоперенесення випаруванням. Ці процеси не можна називати «сушкою» і моделювати їх дифузійними механізмами. І питання тут не стільки в термінології, скільки в принципах побудови повних моделей процесів зневоднення.

Дифузійна модель сушіння повинна враховувати розподіл у часі поверхневої вологи (U_P), вологи в капілярах (U_K) і адсорбційно зв'язаної вологи (U_A). При такій постановці ускладнюються як граф тепловологопереносу (рис. 1), так і система рівнянь А.В.Ликова, збільшиться число феноменологічних коефіцієнтів Кіж [4].



а) – традиційний підхід, б) – запропонована модель

Рис. 1 – Граф тепловологопереносу при сушці

Висунута гіпотеза не суперечить фундаментальним уявленням фізики вологого капілярно – пористого тіла. Загально визнана схема П.А. Ребіндера форм зв'язку вологи [2]. Видалення вологи різних форм зв'язку – це різні процеси зі своїми коефіцієнтами переносу, зі своїм потенціалом, рушійною силою (табл.1).

Спроба корекції рушійної сили за допомогою показника активності води a , відома у світовій практиці [2].

Таблиця 1 – Характеристика основних процесів сушки

Процес	Механізм процесу	Рушійна сила процесу	Кінетичний коеф.
Випарювання вологи з поверхні	Конвективна дифузія	$a_K P_{II} - P_V$	β_K
Випарювання вологи всередині капілярів та пор	Конвективна дифузія в обмежених умовах	$a_C P_{II} - P_V$	β_C
Десорбція вологи	Конвективна дифузія	$a_D P_{II} - P_V$	β_D

Комбіновані процеси зневоднення продукту при електромагнітному підводі енергії (ІЕМ). Технічна ідея способу ІЕМ видалення вологи ґрунтується на специфічному характері градієнтів температур і вологовмісту, що формується в продукті при об'ємному, електромагнітному підводі енергії.

Виникає питання моделювання процесу при ІЕМ підводі енергії. Запропоновано [2] нове число енергетичного впливу: $Bu = N (\tau V \rho)^{-1}$ для врахування впливу дії ІЕМ. Число Bu встановлює співвідношення між енергією випромінювання і тією енергією, яка необхідна для перетворення в пару всієї води (V), що знаходиться в продукті. У співвідношенні (τ - теплота фазового переходу, а ρ - щільність води).

У запропонованому способі за рахунок ІЕМ частина рідини переходить у парову фазу і всередині капіляру зростає тиск P_K . За певних умов, цей тиск стає більшим, ніж тиск повітря P_P . Виникає рушійна сила ($P_{ГД} = P_K - P_P$). Окремі капіляри, де досягнуто умови для генерації парової фази, починають періодично викидати в повітря рідину, без її випаровування. Ініціюється гідродинамічний потік з капілярів, опір якого на порядок нижче того, яке долає масовий потік. Волога з нанокапілярів викидається в мікрокапіляри, долаючи відповідний дифузійний опір. Частота таких викидів і число функціонуючих капілярів зростає із зростанням N - потужності випромінювання.

Виходячи з цих положень поставлено наступний експеримент, у якому продування шару зерна повітрям проводилось імпульсно та чергувалось із дією ІЕМ (рис.2).

Рівень енергетичних витрат (рис.2) показує, що видалення вологи проходить у вигляді пари і туману.

Аналіз результатів дослідів показав, що питомі витрати енергії пов'язані з діапазоном зміни температур, особливо в режимі продувки (фільтрації) продукту. І справді, така кореляція виявлена, що дозволяє зробити висновок про те, що досягнутий у досліді рівень енергетичних витрат (j) нижчий питомої теплоти фазового переходу для води.

Із аналізу рис. 2 можна зробити два висновки:

- існує чітка залежність між величиною зміни температури при продувці продукту і значенням питомих витрат енергії на видалення вологи з продукту (рис.2, а);
- досягнутий у досліді рівень енергетичних витрат нижчий питомої теплоти фазового переходу для води.

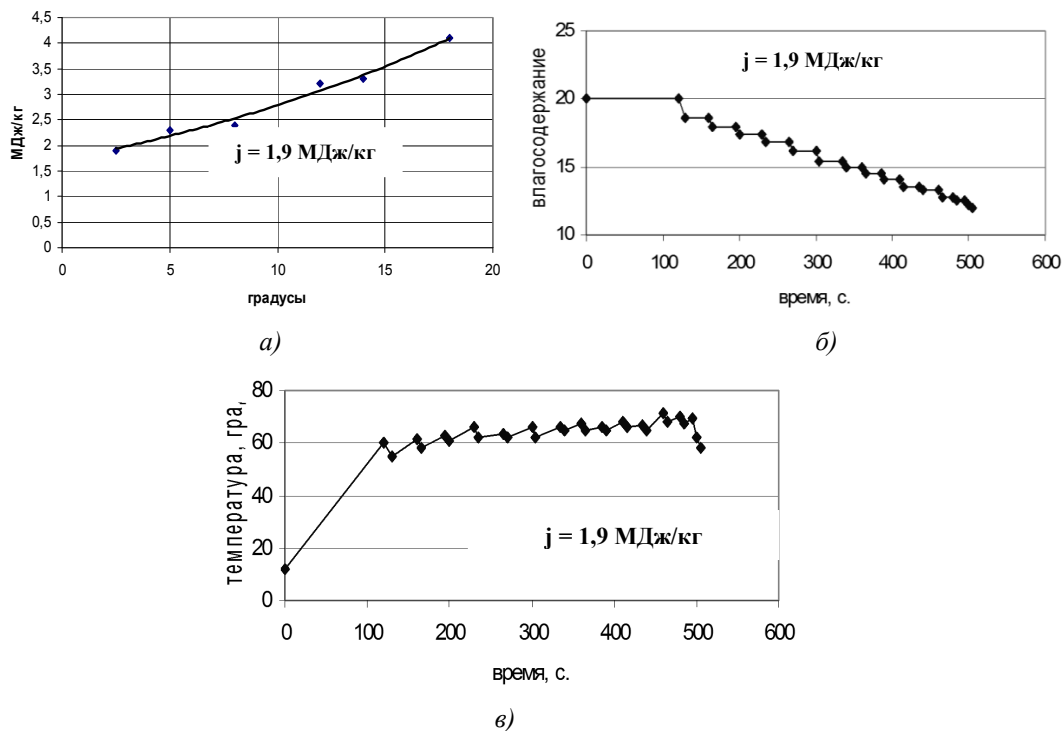


Рис. 2 – Вплив величини охолодження продукту на питомі витрати енергії (а), зменшення вологи (б) і термограму (в) процесу

Другий висновок переконливо підтверджує висунуту гіпотезу про можливість зневоднення в умовах ІЕМ без обов'язкового повного пароутворення.

Так, підтверджено висунуту гіпотезу про можливість організації зневоднення в умовах ІЕМ без обов'язкового повного пароутворення.

Структура рівняння в узагальнених змінних для умов нерухомого шару сировини, ІЕМ підводі енергії та потоку дифузійного середовища має вигляд:

$$Sh = A(Re)^n (Sc)^m (Bu)^k \quad (1)$$

Перспективним способом при організації процесу сушіння є технологія мікрохвильової (МХ) обробки сировини, що має цілий ряд важливих відмінностей від традиційних методів зневоднення.

Схема експериментального стенду. Для проведення комплексних досліджень створено стенд, що складається з сушильної камери, що забезпечує мікрохвильовий та інфрачервоний нагрів сировини і лабораторних ваг (рис.3). В якості сировини використовувалось зерно пшениці та варений горох. Продукт розміщувався щільним шаром, на підвісі ваг, в центрі камери.



Рис. 3 – Стенд для дослідження кінетики зневоднення в с/м полі

У результаті серії дослідів по сушці в мікрохвильовому полі отримано залежності, що відображають кінетику процесу зневоднення пшениці при різних потужностях випромінювання і різних величинах навантаження камери.

При різній, але постійній у кожній серії дослідів, потужності мікрохвильового випромінювання, змінювалась питома маса зерна в межах $G = 1,32-5,26 \text{ кг/м}^2$. Дані про вологовміст зерна реєструвались за показниками електронних ваг, виходячи з балансу маси. За отриманими в результаті серії експериментів даними визначені залежності зміни вмісту вологи в зерні при незмінній потужності мікрохвильового випромінювання. При менших потужностях динаміка процесу пропорційно знижується. Зниження швидкості сушіння не наставало до закінчення експерименту.

Дослідний зразок установки. За основу для побудови мікрохвильової сушарки був прийнятий конструктив із модульним принципом компонування. Співробітниками кафедри було створено експериментальну установку (мал. 4) і проведені попередні випробування.

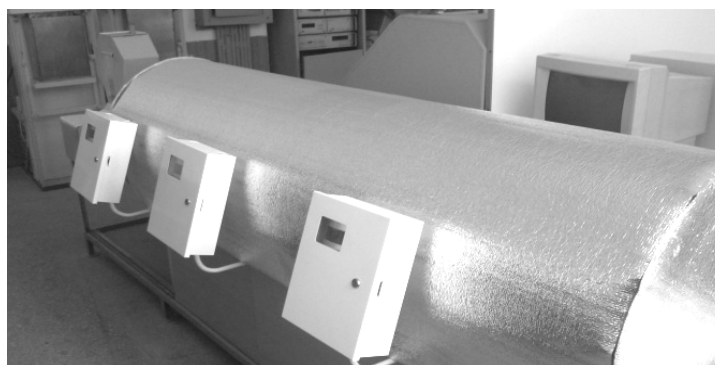


Рис. 4 – Експериментальний зразок мікрохвильової сушарки

Основні характеристики сушильної установки:

- Споживана електрична потужність: $\leq 3,0 \text{ KVA}$;
- Потужність МХ випромінювачів: $\leq 1,5 \text{ KW}$ (р / кер.) ;
- Потужність ІЧ випромінювачів: $\leq 3,5 \text{ KW}$ (р / кер.) ;
- Швидкість конвеєрної стрічки: $0-0,3 \text{ м / хв.}$ (р / кер.) ;
- Габаритні розміри установки, д/ш/в : $3000 / 600 / 1200 \text{ мм}$;
- Зниження вологості за прохід: $\leq 2,6\% \text{ в.в.}$;
- Продуктивність: $3-10 \text{ кг / годину}$ (змінна).

На сьогодні проводяться експериментальні дослідження з сушки зерна пшениці, вареного гороху та кавового шלאму. Поточними завданнями досліджень є: оптимізація конструкції мікрохвильових камер,

визначення оптимальних режимів сушіння для різних видів сировини та розробка нових способів контролю технологічних параметрів процесу сушіння.

Висновки. Перспективний крок в еволюції сушильних установок пов'язаний із завданням організації часткового механічного зневоднення, що можливо при комбінації бародифузійних технологій і принципів фільтраційного сушіння. Результати комплексних досліджень розробленого експериментального зразка мікрохвильової сушильної установки підтвердили перспективність запропонованих технічних рішень для багатоцільової мікрохвильової обробки рослинної сировини. Природно, що запропоновані принципи вимагають ряду конструкторських рішень для забезпечення поточності, безпеки і продуктивності промислових установок.

Література

1. Бурдо О.Г. Энергетический мониторинг пищевых производств – Одесса: Полиграф, 2008 – 244с.
2. Бурдо О.Г. Эволюция сушильных установок – Одесса: Полиграф, 2010 – 368 с.
3. Бурдо О.Г. Эволюция сушильных установок. Энергетический аспект / Труды межд. науч. тех. сем. Актуальные проблемы сушки и термовлажностной обработки материалов. – Воронеж: 2010.- с. 478-487.
4. Бурдо О.Г., Терзиев С.Г., Яровой И.И., Ружицкая Н.В. Исследование модуля ленточной сушилки растительного сырья с комбинированным электромагнитным подводом энергии// Труды IV Международной научно-практической конференции «Современные энергосберегающие тепловые технологии (сушка и термовлажностная обработка материалов) СЭТТ-2011». – Т.1, Москва, 2011. – С. 422 – 426.

УДК 66.047

ЕЛЕКТРОІМПЕДАНСНА ТОМОГРАФІЯ ЯК МЕТОД НАТУРНОЇ ВЕРИФІКАЦІЇ МАТЕМАТИЧНИХ МОДЕЛЕЙ МАСОПЕРЕНОСУ РЕЧОВИНИ

Балабан С.М., к.т.н., доц.
Яворський Б.І., д.т.н., проф.
Промович Ю.Б.

Тернопільський національний технічний університет імені Івана Пулюя, м. Тернопіль

Доведено доцільність використання електроімпедансної томографії, як методу неруйнівного контролю за процесами масопереносу, зокрема сушіння, представлено структурну схему електроімпедансного томографа і результати дослідження процесів розподілу вологи і концентрації напружень під час сушіння зразків цегли-сирцю в лабораторних умовах.

Practicability of using the electro impedance tomography as the technique of non-destructive testing of mass transfer processes, drying in particular, is proved; the structural scheme of electro impedance tomography is proposed; the results of investigating the moisture destruction and the stress concentration while drying the brick row samples in the laboratory are analyzed.

Ключові слова: електроімпедансна томографія, масоперенесення, сушіння, вологість, цегла-сирець.

Постановка проблеми. З поміж технологічних процесів хімічної, харчової та спорідненими з ними галузями промисловості, сушіння виділяється складністю, довготривалістю, енергоємністю і дороговизною. В окремих випадках, наприклад, під час конвективного сушіння з періодичною подачею теплоносія, необхідно контролювати не тільки загальну вологість, але й розподіл вологи в структурі матеріалу. Від такої інформації залежить тривалість періодів подачі сушильного агенту і відстоювання. Для вирішення поставлених завдань пропонується використовувати неруйнівні методи контролю за розподілом вологи.

Впровадження у виробництво перспективних і ефективних методів сушіння, зокрема конвективного сушіння з періодичною подачею сушильного агента, вимагає використання безперервних неруйнівних засобів контролю за вологістю виробів, що піддаються сушінню. Оскільки, якість і ефективність сушіння залежать від рівномірності висихання виробів, важливо при цьому правильно встановити тривалість циклів подачі сушильного агенту і відстоювання. Отже, запропонований спосіб контролю повинен

давати інформацію про розподіл вологи у структурі виробів, що піддаються сушінню. Перелічені завдання можна успішно вирішити використовуючи томографію [1].

Особливу увагу доцільно звернути на електроімпедансну томографію (ЕІТ) в основу якої покладено зміну електричних властивостей пропорційно вмісту вологи у матеріалі. ЕІТ є новим напрямком досліджень і, порівняно з іншими способами томографії, доволі простий у реалізації та використанні. Відомі роботи в яких приведені приклади використання ЕІТ для виявлення хвороб та ушкоджень стовбурів дерев, медичної діагностики, геологічної розвідки [2, 3].

Для дослідження розподілу вологи у структурі виробів, що піддаються сушінню, запропоновано біполярний електроімпедансний томограф, в якому подання зонduючого струму та вимірювання спадів напруги проводять одночасно однією парою електродів вимірювальної системи [4]. Це дозволяє адаптувати відомі кондуктометричні вологоміри для задачі пошуку розподілу вологи в товщі твердого матеріалу. ЕІТ можна використовувати для вимірювання вологості матеріалів, що характеризуються відносно сталою щільністю та однорідністю структури, наприклад цегли – сирцю, або деревини.

Задача статті. Дослідження можливості використання ЕІТ для моніторингу розподілу вологості у матеріалі, що сушиться конвективним способом. Вивчення особливостей використання біполярної ЕІТ для контролю за розподілом вологості при конвективному сушінні цегли-сирцю.

Основна частина. Для проведення досліджень розподілу вологи під час конвективного сушіння цегли-сирцю виготовлено макет біполярного томографа, схема якого приведена на рис. 1. Особливістю конструкції такого томографа являється використання в якості вимірювального перетворювача кондуктометричного вологоміра DampFinder виробництва Laserliner, Німеччина. Томограф такої конструкції є, фактично, багатоканальним кондуктометричним вологоміром, оскільки в ньому подання зонduючого струму та вимірювання спадів напруги проводяться одночасно однією парою електродів вимірювальної системи.

Для досліджень використовували зразки циліндричної форми діаметром $D = 60$ мм і довжиною $l = 120$ мм. Експерименти проводили на п'яти однаково підготовлених зразках і за результати дослідів приймали їх середнє значення. При цьому використовували 8-ми електродний макет біполярного томографа, електроди вимірювальної системи розташовували на бокових поверхнях циліндричних зразків (Рис.2).

Експерименти проводили у сушильній установці, яка дозволяє реалізувати схему конвективного сушіння з рециркуляційною подачею сушильного агента. Для нагрівання сушильного агента до заданої температури і підтримування параметрів на необхідному рівні сушильна установка обладнана регулятором температури та нагрівальними елементами потужністю 220 Вт і 75Вт.

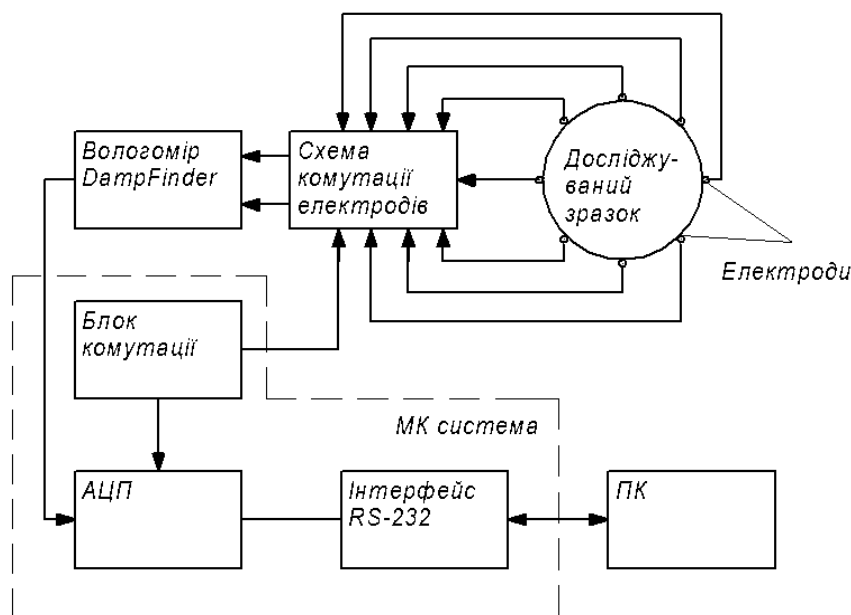


Рис. 1 – Схема структурна макету томографічної системи на основі вологоміра DampFinder



Рис. 2 – Циліндричний зразок виготовлений із цегли-сирцю з накладеними електродами

Особливістю досліджуваного приладу є використання кондуктометричного вологоміра, що дає змогу дослідити динаміку зміни розподілу вологості всередині зразка в межах (0,2-2,2)% з точністю $\pm 0,05\%$. Дослідження проводили при температурі сушильного агента 80°C . Результати сушіння представлені на томограмах розподілу провідності (Рис. 3.4), які відбирались через однакові проміжки часу. Оброблення даних та візуалізація проводились з використанням системи Matlab[®]. Приведені томограми розподілу вологи по товщині дослідного зразка показують розподіл вологи на 750-й та 1500-й секундах експерименту.

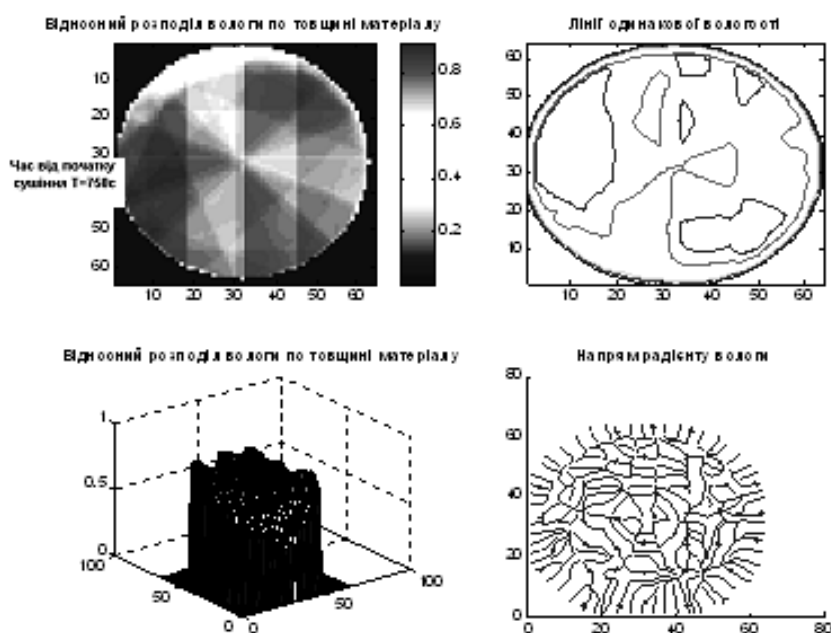


Рис. 3 – Томограма відносного розподілу вологи в циліндричному зразку з цегли-сирцю на 750-й секунді від початку сушіння при температурі 80°C

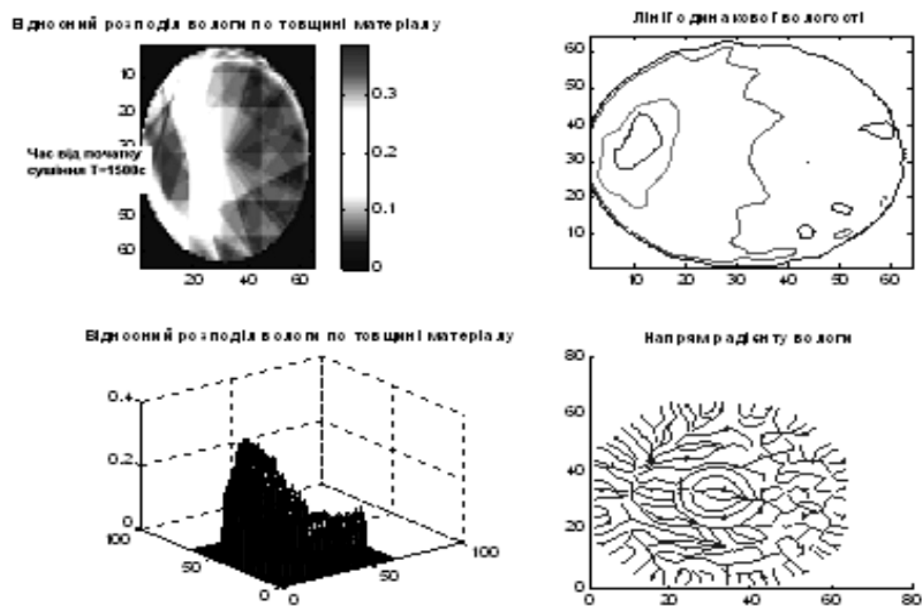


Рис. 4 – Томограма відносного розподілу вологи в циліндричному зразку з цегли-сирцю на 1500-й секунді від початку сушіння при температурі 80⁰С

Оскільки провідність досліджуваного зразка залежить не тільки від вмісту вологи, але й від наявності розчинених в ньому солей і, в цілому, для кожного часткового випадку щоб отримати не лише якісну, але й кількісну інформацію про характер розподілу вологи потрібно проводити калібрування томографа. При використанні диференціального режиму вимірювання отримані відносні зображення дають змогу оцінити величину градієнта вологості.

Висновки

1. Отримані якісні результати свідчать про можливість застосування біполярної електроімпедансної томографії для визначення розподілу вологи в середині твердих тіл.
2. Не зважаючи на те, що при проведенні експерименту використано лише 8 з можливих 32 вимірювальних електроди отримані зображення досить інформативні.
3. Необхідні подальші дослідження для забезпечення розширення діапазону вимірювань, розробки методики калібрування та повірки томографа.

Література

1. Яворський Б. Використання томографії електричної провідності для визначення розподілу вологи в цеглі-сирцю під час сушіння / Б. Яворський, С. Балабан, Ю. Промович // Збірник тез доповідей наукової конференції Тернопільського національного технічного університету імені Івана Пулюя, Механіко-технологічного факультету «Прогресивні матеріали та технології в машинобудуванні, будівництві та транспорті»: - Тернопіль, 2011, С. 8-9.
2. Electrical Impedance Tomography: Methods, History and Applications [Part 1] / editor David Holder // Institute of Physics Publishing, 2004. — 61 p.
3. Hinz J. Experimentelle und klinische Untersuchung der elektrischen Impedanztomographie zur regionalen Lungenfunktionsprüfung beatmeter Patienten: diss. Dr. med. J. Hinz. — Göttingen, 2005. —115 p.
4. Балабан С.М. Застосування біполярної електроімпедансної томографії для моніторингу процесів масо переносу речовини / С.М. Балабан, Ю.Б. Промович, Б.І. Яворський // Міжнародна науково-технічна конференція “Фізичні процеси та поля технічних і біологічних об’єктів”. Тези наукових доповідей. — Кременчук: КДУ імені Михайла Остроградського, 2012. — С. 9-10.

МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ЕКСТРАКЦІЇ ГУМАТИВ З БУРОГО ВУГІЛЛЯ

Сапон А.Ю., студ., Степанюк А. Р., к.т.н., доц., Тишко Ю.А., студ.
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

Огляд математичних моделей, що є найбільш ефективними для визначення тривалості процесу екстрагування. Визначення залежності для знаходження часу екстрагування.

Reviewed mathematical models that are most effective for determining the duration of the extraction process. Determination the equation for the time of extraction process.

Ключові слова: гумати, екстрагування, прямотечійний процес, протитечійний процес, масопровідність, концентрація.

Вступ. Сучасне суспільство неможливе без активного розвитку сільського господарства. Для цього необхідно створювати сучасні багатокомпонентні добрива. На даному етапі існують добрива, які містять певні водорозчинні солі з хімічними елементами калію, азоту, сірки тощо. Використання таких добрив призводить до того, що значна кількість солей потрапляє у підземні води та забруднює навколишні водойми, а солі, що одразу переходять в розчин при контакті з вологою, швидко вимиваються з ґрунту.

Покращити умови використання корисних хімічних елементів дозволяє одночасне використання разом з хімічними добривами гумінових компонентів з бурого вугілля, які можна отримати шляхом подрібнення залишків бурого вугілля та переведення нерозчинних гумінових солей в розчинні за додавання лугів калію або натрію.

Постановка задачі. Авторами було поставлено за мету розглянути методи для визначення тривалості процесу екстрагування та підібрати модель визначення тривалості процесу екстрагування для екстракції гуматів з бурого вугілля.

Огляд методів та встановлення залежностей для визначення тривалості процесу екстрагування. На даний момент немає чіткого алгоритму для визначення часу екстрагування для процесів екстракції в системі рідина - тверде тіло, але існують залежності, що виведені лабораторним шляхом та різноманітні комплекси та співвідношення, за допомогою яких с більшою чи меншою точністю можна визначити тривалість процесу екстрагування.

В [1] лабораторним шляхом визначено критеріальне рівняння для визначення тривалості процесу екстракції твердих речовин із суміші:

$$\tau = \left(\frac{0,87 \cdot r}{E} \right)^2 \cdot \frac{(\text{Pr}')^{0,4}}{K \cdot \text{Re}^{0,67}},$$

де Pr' - критерій Прандтля;

E - симплекс концентрації;

K - коефіцієнт дифузії;

Re - критерій Рейнольдса для перемішування;

r - розмір частинок.

Математичне описання кінетики екстрагування в умовах: 1) періодичного (замкнутого) процесу; 2) прямоточного процесу; 3) протиточного процесу; 4) процесу повного (ідеального) перемішування наведено в [2].

В [3] було запропоновано виведення рівняння для визначення часу екстрагування. Результатом розв'язку системи рівнянь, що описує процес екстрагування твердих частинок, що містять цільовий компонент в твердому стані з наявністю граничних умов третього роду є:

$$\alpha(U(\alpha) - U(x)) + \left(\frac{1}{\text{Bi}} - 1 \right) [v(\alpha) - v(x)] = \frac{\beta}{m^* \rho_T} \cdot \frac{D_m \cdot t}{R^2},$$

$$\text{де } \alpha = \left(\frac{C_s - C_m}{\beta} - 1 \right)^{-1/3}; \quad x = \alpha \cdot \varphi_0 = \left(- \frac{\beta + C_m - C_1}{\beta + C_m - C_s} \right)^{1/3};$$

C_s - концентрація насичення;

C_1 - концентрація цільового компонента;
 β - параметр екстрагування;
 D_m - коефіцієнт масопровідності;
 R - параметр частинки;
 Bi - число Біо.

Функції $U(x)$ та $v(x)$ визначаються вираженнями (рис.1):

$$U(x) = \frac{1}{6} \ln \frac{1-x+x^2}{(1+x)^2} + \frac{1}{\sqrt{3}} \operatorname{arctg} \frac{2x-1}{\sqrt{3}};$$

$$v(x) = \frac{1}{3} \ln(1+x^3).$$

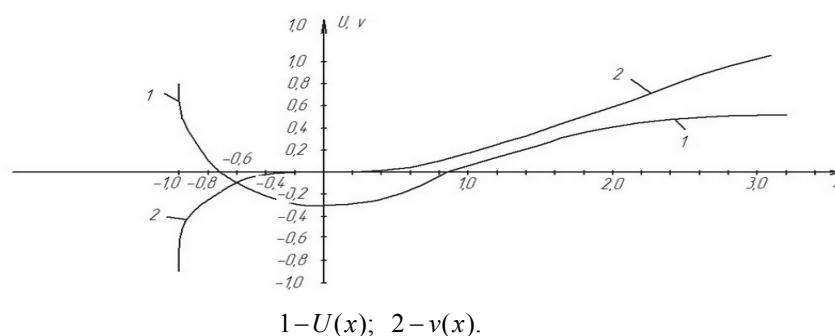


Рис. 1 – Графіки функцій $U(x)$ і $v(x)$

Параметр екстрагування β визначає кінцеву концентрацію рідини в процесі екстрагування. Для правильно організованого прямотечійного процесу C_1 досягає значення кінцевої концентрації C_k , в тому перетині, де $r_0 = \varphi_0 = 0$. Звідки випливає, що для прямотоку:

$$\beta = C_k - C_H;$$

а для протитоку:

$$\beta = -(C_k - C_H).$$

Використовуючи ці вирази, отримуємо для періодичного процесу і прямотоку:

$$\alpha = \left(\frac{C_k - C_H}{C_s - C_k} \right)^{1/3}; x = \left(\frac{C_k - 1}{C_s - C_k} \right)^{1/3};$$

для протитоку:

$$\alpha = - \left(\frac{C_k - C_H}{C_s - C_k} \right)^{1/3}; x = - \left(\frac{C_k - 1}{C_s - C_k} \right)^{1/3}.$$

При $\varphi_0 = 0$, $x = 0$ визначається час T повного вилучення:

$$\alpha(U(0) - U(\alpha)) + \left(\frac{1}{Bi} - 1 \right) [v(0) - v(\alpha)] = \mp \frac{C_k - C_H}{m_T^* \rho_T} \cdot \frac{D_m \cdot T}{R^2},$$

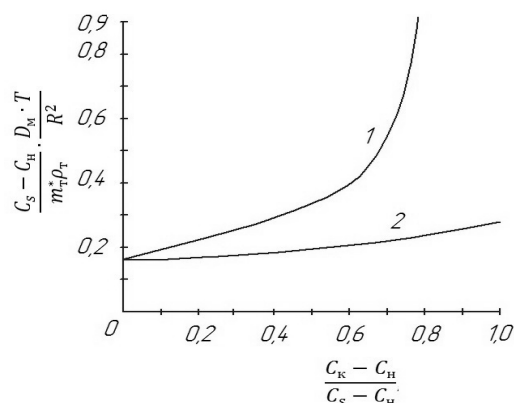
де знак "+" означає періодичний прямотечійний процес, а знак "-" означає періодичний протитечійний процес.

В кінцевому випадку отримуємо залежність:

$$\frac{C_s - C_H}{m_T^* \rho_T} \cdot \frac{D_m \cdot T}{R^2} = f \frac{C_k - C_H}{C_s - C_H},$$

де $\frac{C_k - C_H}{C_s - C_H}$ - безрозмірний коефіцієнт, який можна знайти маючи концентрації.

Графіки залежності комплексу часу повного вилучення від безрозмірного співвідношення $\frac{C_k - C_n}{C_s - C_n}$ представлені на рис. 2.



1 - для прямогоку; 2 - для протитоку.

Рис. 2 – Залежність часу екстрагування від безрозмірного комплексу

$$\frac{C_k - C_n}{C_s - C_n} \text{ в процесах екстрагування твердих речовин}$$

Таким чином, маючи значення безрозмірного комплексу $\frac{C_k - C_n}{C_s - C_n}$, користуючись графіком (рис.2) можна отримати рівняння, звідки не складно визначити час екстрагування T .

Висновки. В ході проведеної роботи було встановлено, що доцільніше використовувати протитечійний процес екстрагування, тривалість цього процесу можна знайти або за допомогою критеріальних рівнянь, отриманих лабораторним шляхом, або користуючись наведеними математичними моделями, у цьому випадку розрахунок часу екстрагування є більш точним.

Задачею подальших досліджень є встановлення залежності часу екстрагування від безрозмірного комплексу $\frac{C_k - C_n}{C_s - C_n}$ для екстракції бурого вугілля в вертикальному екстракторі з перемішувачем.

Література

1. Чернобыльский И. И. Машины и аппараты химических производств: учебник./ И. И. Чернобыльский, А. Г. Бондарь, Б. А. Гаевский, С.А. Городинская и др.; под общ. ред. И.И. Чернобыльского. - 3-е изд. - М. : "Машиностроение", 1975. - 456 с.
2. Аксельруд Г. А. Экстрагирование (система твердое тело - жидкость): учеб, пособие./ Г. А. Аксельруд, В. М. Лысянский.-Л.: изд."Химия", 1974. - 256 стр.
3. Аксельруд Г. А. Растворение твердых веществ: учеб, пособие./ Г. А. Аксельруд, А. Д. Молчанов. - М. : "Химия", 1977. - 232 стр.

ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІ ПРОЦЕСИ І ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

ПУТИ СНИЖЕНИЯ ЭНЕРГОЗАТРАТ ПРИ СИНТЕЗЕ ФЕРРАТОВ

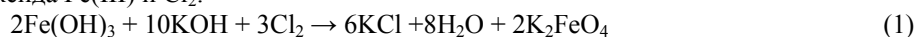
Головко Д.А., канд. хим. наук, доцент
ГБУЗ «Украинский государственный химико-технологический университет»,
г. Днепрпетровск

Рассмотрены технологические решения, направленные на уменьшение энергоемкости электрохимического процесса получения ферратов(VI) щелочных металлов. Показано, что применение конструктивных новшеств в аппаратном оформлении процесса наряду с целенаправленным изменением параметров электролиза позволит существенно снизить энергозатраты при синтезе соединений Fe(VI).

Technological solutions aimed at reducing the energy intensity of the electrochemical process of generation ferrate (VI) of alkali metals have been considered. It is shown that the use of design innovations in hardware design process, along with targeted changes in the parameters of electrolysis will significantly reduce energy consumption in the synthesis of compounds of Fe (VI).

Ключевые слова: энергозатраты, феррат(VI), анодное растворение, щелочная среда, выход по току.

Введение. Соединения Fe(VI), т.н. ферраты(VI) являются перспективными “зелеными” окислителями с широким спектром применения [1-3]. Ферраты щелочных металлов получают, в основном, двумя способами – химическим (окисление соединений Fe(III) с помощью газообразного хлора) и электрохимическим (электроокисление Fe⁰ до Fe(VI)). В последнее время способ, основанный на взаимодействии гидроксида Fe(III) и Cl₂:



и отличающийся большим количеством отходов, встречает все больше противников [1,2], что продиктовано экологическими и экономическими соображениями.

Наиболее перспективным способом получения ферратов считается [2,3] транспассивное растворение железосодержащих анодов в концентрированных растворах гидроксидов щелочных металлов под действием постоянного электрического тока:



При его разработке основное внимание уделялось только анодному процессу [2-4]. Процесс электросинтеза соединений Fe(VI) может быть организован как с разделением катодного и анодного пространств с помощью диафрагм или мембран [2-4], так и без такового [5]. До настоящего времени не устанвлено какой из них является менее энергозатратным. Следует заметить, что ранее аспекты снижения энергетических затрат в технологиях синтеза соединений Fe(VI) в научной литературе практически не рассматривались. Между тем, такое положение дел не оправданно, поскольку именно большие энергозатраты, и как следствие высокая себестоимость ферратов(VI), во многом сдерживают их ширококомасштабное производство и применение.

Данная работа посвящена поиску технологических решений, направленных на уменьшение энергоемкости электрохимического способа получения ферратов(VI) щелочных металлов.

Методика эксперимента. Ферраты получали путем электрохимического окисления анодов, изготовленных из стали марки Ст3, в концентрированных растворах гидроксидов натрия или калия (14 М ОН⁻). Концентрацию соединений Fe(VI) в растворе определяли по методике, подробно описанной в [6]. Микрофотосъемку газовых пузырьков, выделяющихся при электролизе, проводили по методу светлого поля через окуляр микроскопа МБС-9 с использованием цифровой фотокамеры Canon A570 IS и импульсной вспышки Sigma EF500S. Поляризационные измерения выполнены с помощью комплекта импульсного потенциостата ПИ-50-1.1. Замеры разности потенциалов выполнены с использованием цифрового вольтметра В7-35. Температуру задавали и поддерживали с помощью ультратермостата U-4.

Результаты и обсуждение. Энергетические затраты на производство ферратов во многом зависят от величины напряжения на электролизере и, очевидно, что его снижение является одной из приоритетных задач для рациональной организации электросинтеза соединений Fe(VI). Напряжение ΔU на монополярной электрохимической ячейке при постоянной силе тока I можно представить в следующем виде:

$$\Delta U = E_a - E_k + E_d + E_c + IR_e + IR_m + IR_{Me} \quad (3)$$

где E_a и E_k – потенциалы анода и катода;

E_d и E_c – величины диффузионной и концентрационной поляризации;

R_e , R_m и R_{Me} – сопротивления электролита, мембраны и металлов соответственно.

В [7] показано, что величины E_d и E_c пренебрежимо малы по сравнению с другими слагаемыми в уравнении (3). Также относительно небольшую величину имеет произведение IR_{Me} . Естественно, что для бездиафрагменных электролизеров величина IR_m равняется нулю.

Как уже упоминалось выше, на аноде протекает процесс ионизации железа с образованием анионов феррата FeO_4^{2-} (реакция 2), который сопровождается побочной реакцией выделения кислорода:



В зависимости от условий электролиза и состава электродного материала, выход по току феррата меняется в широких пределах, но как правило, не превышает 60% [2,3]. На катоде основным процессом является электрохимическое выделение водорода:



Было установлено, что при длительном электролизе в бездиафрагменном аппарате на катоде наблюдается отложение губчатых осадков железа. Металлическое железо образуется в результате сложного многостадийного процесса электровосстановления анионов FeO_4^{2-} , протекающего в соответствии с реакционной схемой:



что подтверждается наличием характерных максимумов на вольтамперной кривой (рис. 1) при развертке потенциала в катодную область.

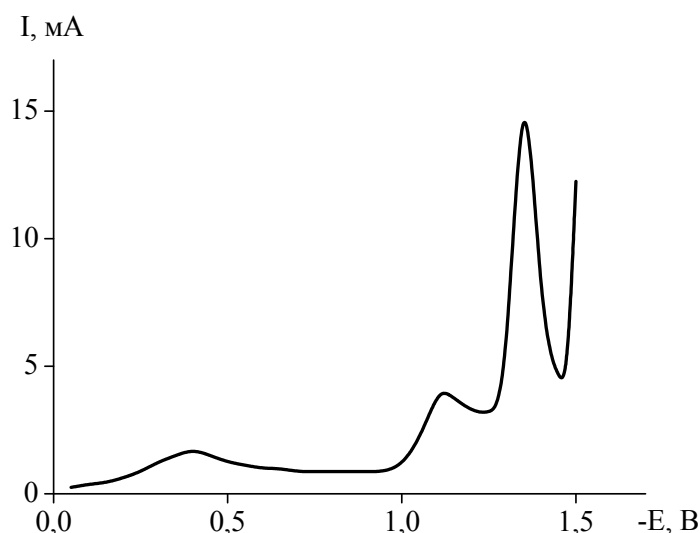
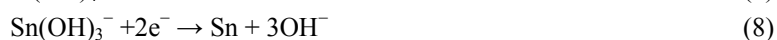


Рис. 1 – Кинетика электровосстановления аниона FeO_4^{2-} в 14 М NaOH на стальном электроде

Первая волна ($E = -0,4$ В) соответствует переходу $Fe(VI) \rightarrow Fe(III)$, вторая ($E = -1,15$ В) связана с восстановлением соединений $Fe(III)$ в $Fe(II)$, а третья ($E = -1,4$ В) – обусловлена формированием осадка Fe.

Поскольку при этом расходуется целевой продукт, то очевидно, что $VT_{Fe(VI)}$ будет меньшим и необходимо принимать меры для устранения нежелательных потерь ферратов, вызванных восстановлением их на катоде. Последнее достигается при использовании электролизеров с разделенными пространствами. Наилучший эффект зарегистрирован для катионообменных мембран, когда проникновение анионов FeO_4^{2-} в католит становится невозможным. При этом исключается также протекание таких побочных реакций, как электровосстановление гидроксокомплексов некоторых амфотерных металлов, которые могут присутствовать в системе в виде примесей:



В противном случае модифицирование поверхности катода цинком, оловом или свинцом в ходе реакций (7 – 9), приводило бы к существенному росту перенапряжения выделения водорода $\eta(\text{H}_2)$ и соответственно увеличению энергозатрат. Кроме того использование разделенных пространств предотвращает также восстановление на катоде оксоанионов марганца и хрома, которые могут переходить в раствор при растворении анода.

Известно, что падение напряжения в мембране ΔU_m можно оценить по формуле:

$$\Delta U_m = \frac{Ih\beta^2}{\chi PS}, \quad (10)$$

где I – ток, А;

h – толщина мембраны, м;

β – коэффициент извилистости пор;

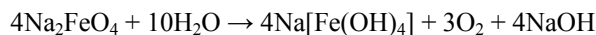
χ – удельная электрическая проводимость электролита, $\text{Ом}^{-1} \cdot \text{м}^{-1}$

P – объемная пористость (отношение объема пор к кажущемуся объему диафрагмы);

S – площадь поверхности мембраны, м^2 .

Расчет, выполненный по (10), показывает, что при $I = 1$ А; $h = 5 \cdot 10^{-4}$ м; $\beta = 1,5$; $\chi = 33 \text{ Ом}^{-1} \cdot \text{м}^{-1}$; $P = 0,5$ и $S = 20 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2$, величина $\Delta U_m = 34$ мВ, что составляет всего $\sim 1,5$ % от общего баланса напряжения.

Закономерности выделения водорода в щелочных растворах изучались достаточно подробно как в теоретическом плане, так и для решения прикладных задач, в частности для электролиза воды [7]. Несмотря на то, что для промышленного производства водорода и кислорода применяются растворы, содержащие $\sim 8 \text{ М ОН}^-$, а для получения ферратов – $14 - 16 \text{ М ОН}^-$, ранее разработанные рекомендации по снижению величины $\eta(\text{H}_2)$ [7], можно использовать и в более концентрированных электролитах. Естественно, что для уменьшения энергетических затрат следует применять электродные материалы с низким перенапряжением выделения водорода. Использование платиновых металлов, имеющих лучшие показатели по $\eta(\text{H}_2)$, является нецелесообразным с экономической точки зрения, поэтому в качестве катодов можно рекомендовать электроды, изготовленные из малоуглеродистой стали или никеля с шероховатой поверхностью, поскольку именно на шероховатых электродах величина $\eta(\text{H}_2)$ ниже, чем на гладких. Необходимо также добавить, что при повышении температуры на каждый градус величина перенапряжения снижается примерно на $2 - 4$ мВ [7]. Вместе с тем, проведение процесса при повышенных температурах может негативно сказываться на устойчивости растворов феррата натрия, которые, как известно, склонны к самопроизвольному разложению:



Вместе с тем K_2FeO_4 более стабилен даже при относительно высоких температурах электролита, поэтому растворы КОН могут быть полноценной заменой для синтеза более распространенным растворам NaOH.

Присутствие в системе газовых пузырьков, уменьшающих сечение электролита и удлиняющих путь силовых линий тока, приводит к увеличению электрического сопротивления электролита R_e . Пузырьки кислорода и водорода, генерированные в ходе электрохимических реакций (4) и (5) в течение некоторого промежутка времени находятся внутри жидкой фазы, образуя газовую эмульсию. Было установлено, что во время электролиза движение большинства пузырей (особенно мелких и средних размеров) от поверхности электрода до границы раздела раствор/воздух происходит по весьма сложной траектории, которая только в начале пути имеет ожидаемую вертикальную составляющую. Пузырьки движутся вдоль поверхности электродов вверх со скоростью v гораздо большей, чем это следует из расчетов по уравнению Стокса:

$$v = \frac{d^2(\rho_2 - \rho_1)g}{18\eta}, \quad (10)$$

где d – диаметр пузырька, м;

ρ_2 и ρ_1 – плотности жидкости и газа соответственно, кг/м^3 ;

η – вязкость жидкости $\text{Па} \cdot \text{с}$;

g – ускорение свободного падения, м/с^2 .

Так, согласно (10), теоретическая скорость всплытия пузырька диаметром 100 мкм в 14 М растворе гидроксида натрия при 20°С составляет $4,5 \cdot 10^{-4}$ м/с, что меньше примерно на порядок по сравнению с экспериментально наблюдаемой величиной. Было также установлено, что скорость движения многих пузырьков в процессе электролиза слабо зависит от их размера, что противоречит (10) и определяется, в основном, перемещением циркулирующих потоков жидкости, т.е. пузырьки движутся не в неподвижной среде, а внутри подвижных слоев электролита. Достигнув поверхности электролита, часть газовых пузырьков, увлекаемая потоками электролита, направляется вглубь раствора по сферической траектории

и затем вдоль поверхности электрода снова вверх и т.д. После отключения поляризующего тока циркуляционные потоки заметно ослабевают, а через некоторое время и вовсе исчезают, скорости движения пузырьков газа при этом существенно уменьшаются и становятся близкими к расчетным.

Газонаполнение электролита можно рассчитать по формуле:

$$b = V_{\Gamma} / V_{ж} + V_{\Gamma}, \quad (11)$$

где b – газонаполнение;

V_{Σ} – суммарный объем газов в системе;

$V_{ж}$ – объем жидкой фазы в газовой эмульсии.

Очевидно, что с ростом величины b , возрастают также IR_e , ΔU и соответственно энергозатраты, поэтому необходимо стремиться к уменьшению газонаполнения. Исходя из анализа уравнения (11) можно утверждать, что газонаполнение должно снижаться при уменьшении объема газовой фазы и увеличении объема жидкости. Кроме того, экспериментально доказано, что газонаполнение снижается с уменьшением плотности тока, вязкости электролита и высоты электродов [7]. В [7] также показано, что с ростом температуры вплоть до 70 – 80° С величина b практически не изменяется.

Падение напряжения в газонаполненном электролите ΔU_e имеет следующий вид:

$$\Delta U_e = \frac{KI}{\chi S_e}, \quad (12)$$

где K – коэффициент газонаполнения;

I – Сила тока, А;

l – Расстояние между электродами, м;

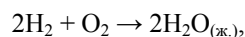
χ – удельная электрическая проводимость электролита, Ом⁻¹м⁻¹

S_e – Сечение электролита, м².

В свою очередь коэффициент газонаполнения может быть выражен как отношение сопротивлений электролита с пузырьками (R_e) и без них (R_e^0): $K = R_e / R_e^0$. Было найдено, что для изученных условий электролиза при $l = 2 \cdot 10^{-2}$ м и $S_e = 20 \cdot 10^{-4}$ м² газонаполнение в 14 М растворе гидроксида натрия не превышает 9 %, тогда согласно (12) ΔU_e составляет 0,032 В при 0,1 А и 0,33 В при 1 А. Следовательно, основной вклад в величину ΔU вносят перенапряжения катодного и анодного процессов и падение напряжения в электролите. Прямые энергозатраты на синтез ферратов составляют 17,04 кВт·ч/кг Na₂FeO₄ (бездиафрагменный электролизер) и 4,26 кВт·ч/кг (электролизер с мембраной). Поэтому несмотря на то, что конструкция электролизеров с разделенными пространствами более сложна, применение бездиафрагменных аппаратов для рентабельного производства нецелесообразно.

Реакции, протекающие в катодном пространстве с точки зрения энергосбережения не менее важны, чем процессы, имеющие место в анодном отсеке. Кроме классических вопросов, связанных со снижением энергозатрат за счет применения материалов с низким значением $\eta(\text{H}_2)$ и уменьшения газонаполнения, есть проблема утилизации водорода, которой не уделяется должного внимания. Ранее во многих электрохимических производствах, где водород был побочным продуктом, его использование не предусматривалось и он попросту выбрасывался в атмосферу. Последнее было обусловлено высокими затратами на очистку, компримирование, хранение и транспортировку водорода. В настоящее время перспективность рационального использования водорода не вызывает сомнений, особенно, если потребление H₂ возможно организовать на месте его производства. В этой связи использование попутного водорода, образующегося в процессе электролиза, может быть весьма удачным примером для снижения энергоемкости производства соединений Fe(VI). Действительно, как показывают расчеты при получении каждого кг Na₂FeO₄ образуется до 800 л H₂. Как упоминалось выше, одним из главных вопросов является качество газа. Показано, что при получении ферратов в 14 – 16 М растворах NaOH, основными примесями попутного водорода являются водяные пары, щелочной туман и кислород. Установлено, что чистота H₂ существенно зависит от способа (с разделением электродных пространств или без такового) и условий электролиза (в основном плотности тока) и практически не зависит от катодного материала (платина, никель, углеродистая сталь). Так, в бездиафрагменном аппарате содержание водорода в отходящем газе лежит в пределах 67– 80 % (остальное кислород), и зависит от материала железосодержащего растворимого анода. Напротив, при проведении процесса с разделенными пространствами с помощью диафрагмы или мембраны, чистота водорода намного выше (96,0 – 99,9 %) и материал анода практически не оказывает влияния на чистоту водорода. Важно заметить, что качество электролитического водорода очень высокое, поскольку его очистка от щелочного тумана осуществляется достаточно просто, а незначительное количество водяных паров не является помехой для его использования, например, в топливных элементах ТЭ. Применение ТЭ позволит восполнить часть электроэнергии, израсходованной на синтез ферратов. Экономия будет тем выше, чем больше КПД ТЭ. Попутный водород может быть использован также в качестве экологически чистого топлива для

поддержания температуры щелочного электролита, необходимой для ведения процесса синтеза в оптимальном режиме. Известно, что сжигание водорода сопровождается выделением большого количества тепла – так реакция:



протекающая при стандартных условиях, дает примерно 142,9 МДж/кг H_2 . Установлено, что применение повышенных температур приводит к существенному росту $\text{ВГ}_{\text{Fe(VI)}}$ при использовании вместо растворов гидроксида натрия растворов КОН со специальными добавками, повышающими перенапряжение выделения кислорода (рис. 2).

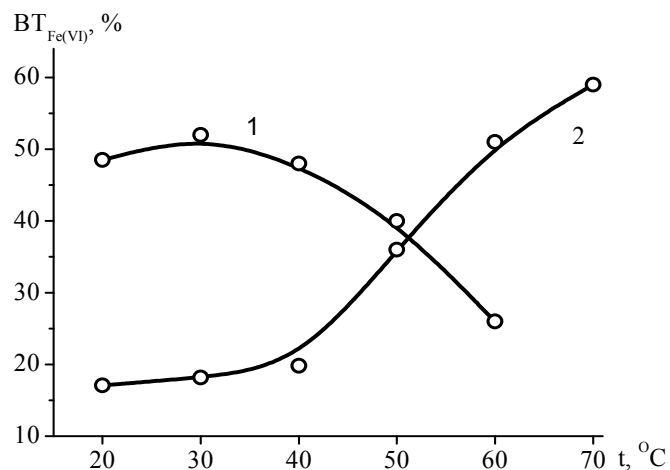


Рис. 2 – Зависимость выхода по току ферратов натрия (1) и калия (2) от температуры

Целесообразно водород, образующийся в ходе реакции (5), направлять в специальные котлы для сжигания, в которых происходит нагрев электролита, поступающего по трубопроводу из анодного пространства и обратно возвращающегося в зону реакции. Следует добавить, что при использовании растворов КОН ферраты можно получать в кристаллическом виде *in situ*, т.е. в одну стадию. Это позволит существенно упростить существующий технологический процесс электросинтеза и в конечном итоге также будет способствовать минимизации затрат на производство.

Выводы. Рассмотрены пути снижения энергозатрат при получении ферратов электрохимическим способом. Показано, что для производства ферратов целесообразным является применение электролизеров с разделенными катодным и анодным пространствами. Предложено использовать электролитический водород, попутно образующийся в катодном пространстве, в топливных элементах для восполнения части электроэнергии, расходуемой при электросинтезе ферратов или сжигать его в специальных котлах для поддержания оптимальной температуры электролита.

Литература

1. Sharma V.K Ferrates: synthesis, properties, and applications in water and wastewater treatment // Oxford University Press, 2008. – 509 p.
2. Alsheyab M., Jiang Jia-Qia, Stanford C. On-line production of ferrate with an electrochemical method and its potential application for wastewater treatment – A review // Journal of Environmental Management. – 2009. – Vol. 90. – P. 1350 – 1356.
3. Bouzek K., Roušar I. Influence of anode material on current yields during ferrate(VI) production by anodic iron dissolution Part I: Current efficiency during anodic dissolution of grey cast iron to ferrate (VI) in concentrated alkali hydroxide solutions // J. Applied Electrochemistry – 1996. – Vol. 26, № 9. – P. 919 – 923.
4. Xu C., Chen R., Zheng X., Chen Zh. Preparation of a sodium alginate-poly(vinyl alcohol)-chitosan bipolar membrane and its application in the electrogenerating of ferrate(VI) // Journal of applied polymer science. – 2008. – vol. 107, №5. – P. 3076–3082
5. Патент 2422557 РФ, МПК C25B1/00 Способ получения растворов феррата (VI) натрия / Сизиков А.М., Мамай А.В.

6. Golovko D. A., Sharma V. K., Pavlova O. V., Belyanovskaya E. A., Golovko I. D., Suprunovich V. I., Zboril R. Determination of submillimolar concentration of ferrate(VI) in alkaline solutions by amperometric titration // Central European Journal of Chemistry – 2011. – Vol. 9, № 5. – P. 808 – 812.
7. Якименко Л.М., Модылевская И.Д., Ткачек З.А. Электролиз воды. – М., Химия: 1970. – 264с.

УДК 532.137: 666.97

ДОСЛІДЖЕННЯ РОБОТИ МЕХАНІЧНИХ ДИСПЕРГАТОРІВ

**Корнієнко Я.М., д.т.н., проф., Мартинюк О.В., зав. лаб., Михальчук О.Д., асистент,
Мельник М.П., магістрант, Семененко Д.С., магістрант, Гайдай С.С., магістрант
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут»,
м. Київ**

Проведено експериментальне дослідження процесу диспергування гетерогенної системи механічними диспергаторами конічного та дводискового типів. Встановлено залежності щільності масового розподілення від довжини різних типів диспергаторів.

Ключові слова: диспергування, гетерогенна система, концентрація, розподілення, суха речовина.

Experimental researches of process of dispergating of heterogeneous systems are carried out by mechanical dispergators of conical and twodisk type. Dependence of density of weight distribution from length of different types of dispergators was ascertained.

Ключові слова: диспергування, гетерогенна система, концентрація, розподілення, суха речовина.

Keywords: dispergation, a heterogeneous phase, concentration, distribution, model liquid.

Загальною науковою проблемою є створення умов для протидії глобальній продовольчій кризі, яка загострюється в третьому тисячолітті, що зумовлює необхідність впровадження принципів раціонального землевикористання. В першу чергу це відноситься до збереження родючості ґрунтів. Традиційні способи внесення мінеральних добрив в сучасних умовах інтенсивної експлуатації ґрунтів є неефективними тому, що сприяють засоленню ґрунтів і не відновлюють баланс гумусу. Тому розроблення способу одержання органо-мінеральних добрив, що містять мінеральні поживні речовини та стимулюючі домішки, співвідношення яких визначається клімато-екологічними умовами є актуальним, а їх застосування сприятиме збереженню родючості ґрунтів та збереження екологічної рівноваги.

Реалізація цих задач пов'язана із створенням твердих композитів з пошаровою структурою на нано рівні. Внаслідок цього досягається рівномірне розподілення по всьому об'єму мінеральних і особливо гумінових речовин (вміст яких не перевищує 2%) [1].

Постановка задачі та аналіз попередніх досліджень

Існують способи зневоднення гомогенних систем диспергуванням розчинів за допомогою різного типу форсунок [2]. У випадку утворення азотно-кальцієво-гумінових твердих композитів необхідно розпилювати гетерогенні системи з високим вмістом суспендованих твердих частинок для яких форсунки є непридатними.

Окрім того, в реальних процесах зневоднення і гранулоутворення при застосуванні техніки псевдозрідженого шару для запобігання локальних зон перезволоження необхідно збільшувати область розпилення рідкої фази [3]. Тому задача розроблення способу розпилення гетерогенної рідкої фази з розширеною зоною дії і конструкції механічного диспергатора є актуальною.

Метою дослідження є: експериментальне визначення впливу конструктивних особливостей диспергатора на рівень диспергування гетерогенних систем.

Виклад основного матеріалу

Попередніми дослідженнями встановлено, що найбільш прийнятною для диспергування композитних розчинів є конічна форма диспергатора, який забезпечував ефективне розпилення рідкої фази при, відносно, невеликих витратах рідкої фази тому, що розпилення проходить через крайку ротора. Це призводить до виникнення локального перезволоження в псевдозрідженому шарі і, в подальшому, до агломерації твердих частинок і згодом налипання утворених агломератів на внутрішніх стінках апарата. Внаслідок перезволоження знижується міцність гранул та збільшується пилоутворення. Для усунення цих недоліків запропоновано нові конструкції диспергаторів.

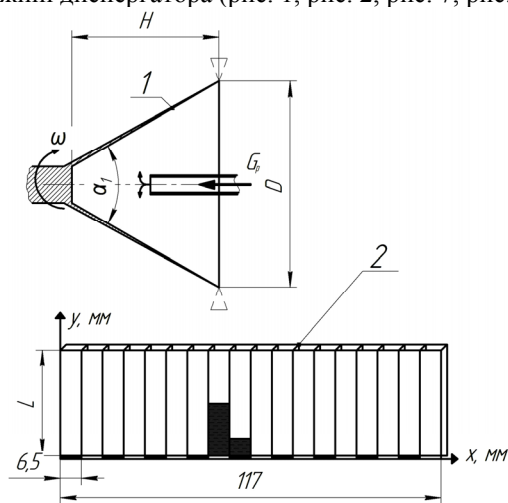
Сутність досліджень полягала в тому, що при різних витратах визначалося масове розподілення рідкої фази вздовж осі обертання, лінійна швидкість при цьому була $W_{л}=9,4$ м/с. Витрати рідкої фази вимірювалися об'ємним методом. Модельною рідиною служила суспензія крейди у воді з масовою концентрацією сухих речовин 25%. Кількість обертів контролювалася стробоскопом. Визначення розподілень у факелі розпилу проводилося вловлюванням крапель в робочу касету, яка встановлювалася на певній відстані від крайки диспергатора. Касета складається з вимірювальних комірок, які являють собою прозорі елементи розміром 6,5x6,5 мм. Щільність розподілу визначалась, як

$$g_i = l_i / \sum l_i / a,$$

де l_i – висота стовпа рідини в i – камері;

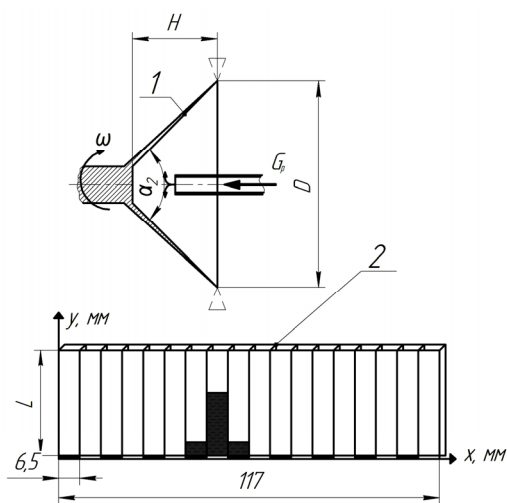
a – довжина камери.

Були проведені досліди з використанням чотирьох різних конструкцій диспергатора: конусної з кутами розкриття: 60°, 90°, 120° та двохдискової. Для встановлення залежності щільності масового розподілення від довжини диспергатора було побудовано схеми визначення розподілення рідини по довжині диспергатора (рис. 1, рис. 2, рис. 7, рис. 8) [4].



G_p – масова витрата рідини; 1 – диспергатор; 2 – касета.

Рис. 1 – Схема визначення розподілення рідини по довжині конічного диспергатора $\alpha_1=60^\circ$ (I тип)



G_p – масова витрата рідини; 1 – диспергатор 2 – касета.

Рис. 2 – Схема визначення розподілення рідини по довжині конічного диспергатора $\alpha_2=90^\circ$ (II тип)

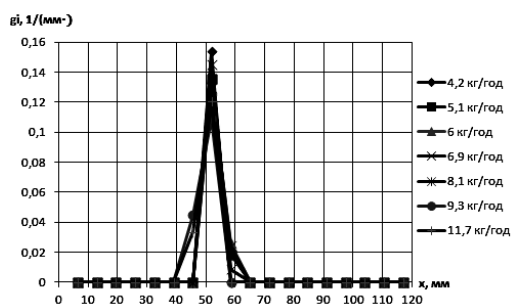


Рис. 3 – Залежність щільності масового розподілення від приведеної довжини диспергування для I типу диспергатора зони

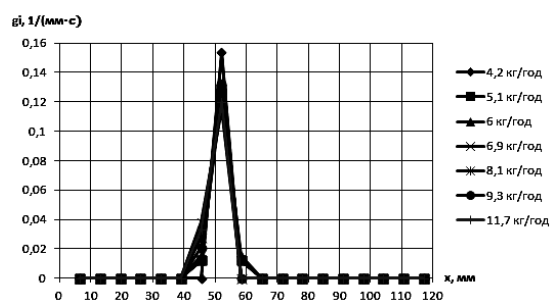
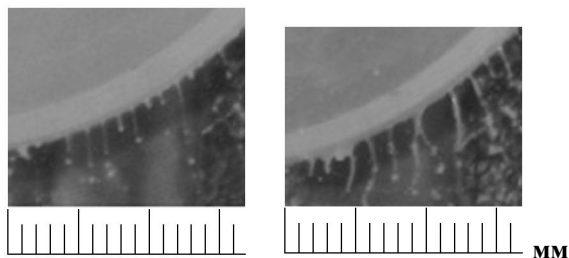


Рис. 4 – Залежність щільності масового розподілення від приведеної довжини зони диспергування для II типу диспергатора

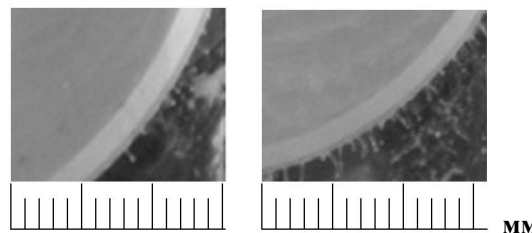
Таким чином, при диспергуванні суспензії конічними диспергаторами I та II типу (рис.3 і рис.4) база зони зрошення по довжині фактично однакова – 25 мм (від 40 мм до 65 мм). Максимальна щільність масового розподілення рідини в обох випадках теж майже однакова: $g_i=0,155$. Якість диспергування су-

спензії крейди у воді при мінімальних ($G=4,2$ кг/год) і максимальних ($G=11,7$ кг/год) витратах можна оцінити за фотографіями, зображеними на рис. 5 і 6.



а) - $G=4,2$ кг/год б) - $G=11,7$ кг/год

Рис. 5 – Фотознімки диспергування суспензії конічним диспергатором I типу (збільшення в 2 рази)

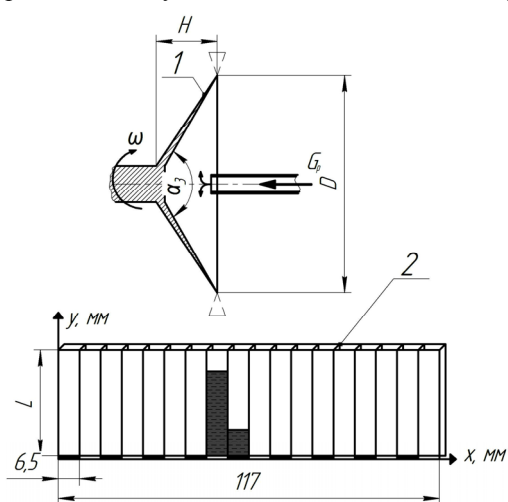


а) - $G=4,2$ кг/год б) - $G=11,7$ кг/год

Рис. 6 – Фотознімки диспергування суспензії конічним диспергатором II типу збільшення в 2 рази)

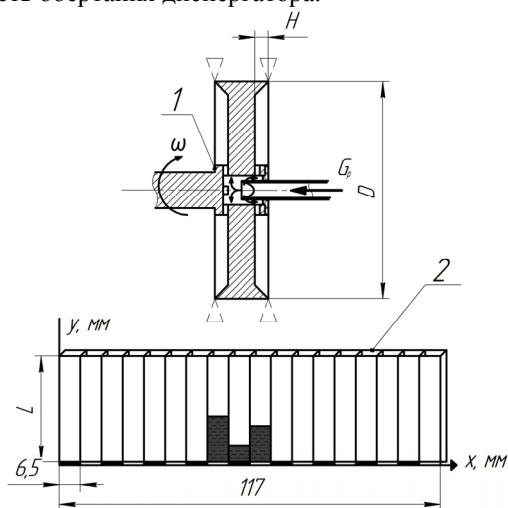
З рис. 5 випливає, що при диспергуванні модельної рідини з використанням конічного диспергатора I типу в зоні максимальних навантажень утворюються струмені, що є неприйнятним для реального процесу. На рис. 6 при диспергуванні конічним диспергатором II типу теж спостерігаються струмені, але значно менші, що пояснюється значно більшою величиною відцентрової сили, оскільки відношення дов-

жини диспергатора до його діаметра $\frac{H}{D}$ зменшується, а, відповідно, зменшується осьова сила і збільшується відцентрова. Для уникнення струменів, що спостерігаються при диспергуванні конічними диспергаторами I і II типу, необхідно збільшити лінійну швидкість обертання диспергатора.



G_p – масова витрата рідини; 1 – диспергатор; 2 – касета.

Рис. 7 – Схема визначення розподілення рідини по довжині конічного диспергатора $\alpha_3=120^\circ$ (III тип)



G_p – масова витрата рідини; 1 – диспергатор; 2 – касета.

Рис. 8 – Схема визначення розподілення рідини по довжині двохдискового диспергатора (IV тип)

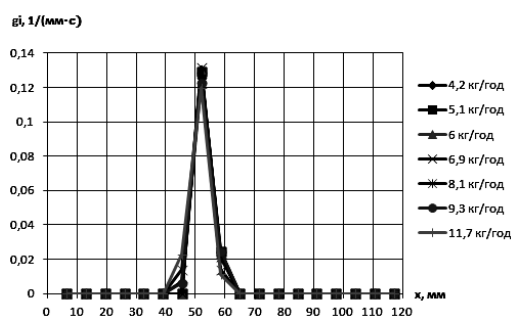


Рис. 9 – Залежність щільності масового розподілення від приведеної довжини зони диспергування для III типу диспергатора

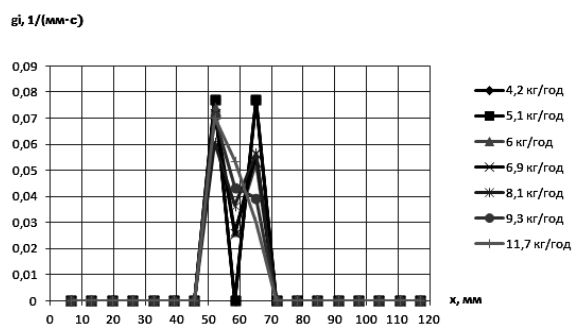


Рис. 10 – Залежність щільності масового розподілення від приведеної довжини зони диспергування для IV типу диспергатора

Таким чином, як бачимо з рисунків, при диспергуванні суспензії конічним диспергатором III типу і диспергатором IV типу база зони зрошення теж фактично однакова – 25 мм (від 40 мм до 65 мм – у конічного; і від 45 мм до 70 – у двохдискового), але у двохдискового максимальна щільність масового розподілення рідини майже у 1,7 разів менша, ніж у інших диспергаторів, що зумовить зменшення крапель. Якість диспергування суспензії крейди у воді при мінімальних ($G=4,2$ кг/год) і максимальних ($G=11,7$ кг/год) витратах можна оцінити за фотографіями, зображеними на рис. 11 і 12.

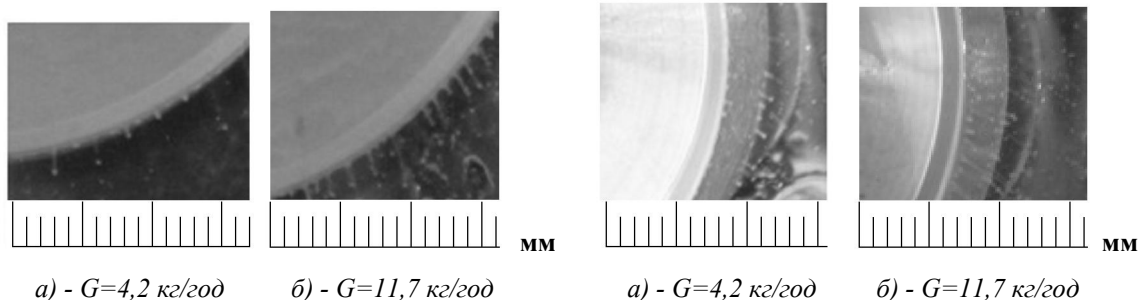


Рис. 11 – Фотознімки диспергування суспензії конічним диспергатором III типу (збільшення в 2 рази)

Рис. 12 – Фотознімки диспергування суспензії диспергатором IV типу (збільшення в 2 рази)

З рис. 11 видно, що при диспергуванні суспензії з використанням конічного диспергатора III в зоні максимальних навантажень спостерігається диспергований розрив струменя рідини. На рис. 12 бачимо, що при диспергуванні диспергатором IV типу теж спостерігається диспергований розрив струменя рідини, що пояснюється найбільшою серед усіх розглянутих диспергаторів величиною відцентрової сили, оскільки відношення довжини конічної частини диспергатора до його діаметра $\frac{H}{D}$ найменше, а, отже, й осьова сила значно менша за відцентрову.

Висновки і перспективи подальших досліджень

Експериментально підтверджена робоча гіпотеза щодо зменшення максимальної щільності масового розподілення рідини по довжині двохдискового диспергатора. Дослідним шляхом визначено, що кут розкриття конічного диспергатора суттєво не впливає на розміри зони диспергування, але досить суттєво впливає на те, як поводить себе модельна рідина в зоні максимальних навантажень. Виходячи з цього, серед усіх розглянутих диспергаторів найбільш перспективними себе показали диспергатор III типу і IV типу. В подальшому планується формування зеркального розташування поверхні диспергатора III типу і більш детальне дослідження двохдискового диспергатора.

Література

1. Технічні способи гранулювання / Я.М. Корнієнко. - К.: ІЗМН, 1997. - 128 с.
2. Основы техники распыления жидкостей / Пажи Д.Г. Галустов В.С. - М. Химия, 1984. - 256 с.
3. Исследование условий получения равномерных капель 1-0,5 мм / Вивденко М.И., Шабалин К.Н. - Изв. вузов. Химия и хим. технол, 1985. - т.8 №4. - 720 с.

4. Корнієнко Я.М., Сачок Р.В. Процеси переносу в дисперсних системах: Навчальний посібник. – Київ, 2011 – 132с.

УДК 66.081.63

ФІЗИЧНА МОДЕЛЬ ПРОЦЕСУ РЕГЕНЕРАЦІЇ РУЛОНОВАНИХ МЕМБРАННИХ МОДУЛІВ

Корнієнко Я.М., д.т.н., проф., Гулієко С.В.

Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

Представлено опис фізичної моделі регенерації рулонованих мембранних модулів знесолею водою та доступними та екологічно безпечними розчинниками. Обґрунтовані процеси, що протікають на кожній стадії регенерації. Модель пояснює отримані раніше експериментальні результати.

The description of physical model of spiral wound membrane modules regeneration using desalinated water and availables and environmentally acceptable solvents is represented. The processes which carried in each stage of regeneration are described. The model explains the experimental results which obtained early.

Ключові слова: мембрана, рулонований модуль, концентраційна поляризація, регенерація, кек.

Вступ

За останні десятиріччя масштаби використання мембранних процесів, в першу чергу зворотній осмос та нанофільтрація, в системах підготовки питної води, а при підготовці води для технічних потреб, зросли в декілька разів. Але ефективність роботи та економічні показники мембранних процесів знижують поляризаційні явища та утворення осадів забруднень [1, 2]. При роботі зворотноосмотичних та нанофільтраційних модулів мембранних модулів крізь мембрану проникає переважно розчинник, тому розчинена речовина, яка не пройшла крізь мембрану накопичується в пограничному шарі біля мембрани – відбувається утворення шару концентраційної поляризації. Це явище не лише погіршує інтенсивність перенесення речовини крізь мембрану, а також, у випадку досягнення в пограничному шарі концентрації насичення, може стати причиною утворення осадів розчиненої речовини на поверхні мембрани [3]. Утворення осадів викликає передчасний вихід мембранного модуля з ладу, що особливо небезпечно для рулонованих модулів, які завдяки високим значенням питомої поверхні мембран (300-800 м²/м³ [4]) на разі є найбільш поширеними в промисловості. Через конструктивні особливості таких модулів, усунути шар осаду з поверхні мембрани механічним способом неможливо [3, 4]. В той же час, швидкий вихід з ладу і часта заміна мембранних елементів не лише підвищує вартість отриманого продукту, а й призводить до значних екологічних проблем, пов'язаних з накопиченням твердих полімерних відходів, утилізація яких ускладнена [2].

Отже, питання регенерації рулонованих мембранних модулів є актуальним, оскільки дозволяє підвищити ефективність роботи мембранних установок і знизити техногенний тиск на довкілля.

Постановка задачі

В попередній роботі [5] були представлені результати експериментальних досліджень регенерації рулонованих мембранних модулів з використанням промивання під розрідженням, які показали, що таким методом можливе підвищення продуктивності відпрацьованого модуля зі збереженням селективності мембрани. Однак, тоді отримані результати пояснювалися явищем гідродинамічної кавітації, яка виникає в потоці промивної рідини. Така гіпотеза описує процеси, які протікають в модулі, не достатньо точно.

Метою даної роботи є теоретичне обґрунтування фізичної моделі регенерації рулонованих мембранних модулів з урахуванням процесів, які протікають в шарі осаду.

Модель перенесення речовини через мембрану

Потік речовини крізь мембрану можна описати рівнянням, м³/(м²·с) [6]:

$$J = \frac{\Delta p - \Delta \pi}{\mu R_{OT}} \quad (1)$$

де Δp - робочий перепад тиску, МПа, $\Delta \pi$ - різниця осмотичних до і після мембрани, μ - коефіцієнт динамічної в'язкості, Па·с, R_{OT} - сумарний опір перенесенню, м³/м².

В ідеальному випадку опір перенесенню має чинити лише мембрана, однак в реальних умовах внаслідок поляризаційних та інших явищ виникають додаткові опори, як показано на рис. 1. Тоді сумарний опір можна представити як сумму чотирьох складових:

$$R_{OT} = R_m + R_{cp} + R_c + R_{pb} \quad (2)$$

де R_m - опір мембрани, R_{cp} - опір шару концентраційної поляризації, R_c - опір шару забруднень (опір кеку); R_{pb} - опір заблокованих пор.

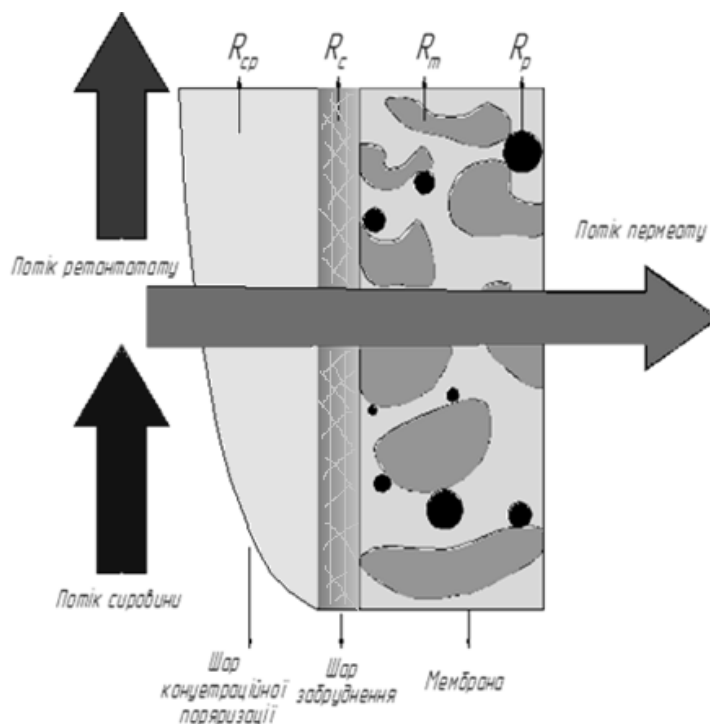


Рис. 1 – Схема опорів перенесенню через мембрану

З наведених опорів найбільший внесок в сумарний опір дає опір шару забруднень R_c (30-60% R_{OT}) [7]. Тому продуктивність мембран в першу чергу визначається його величиною, а при регенерації необхідно досягти його зменшення, що і було покладено в основу фізичної моделі.

Фізична модель регенерації мембранного модуля

Оскільки шар забруднень утворюється з розчинених речовин (солей та залишків органічних сполук, які не були усунені на стадіях попередньої обробки), то утворений шар осаду є водорозчинний. Враховуючи конструкцію рулонованих модулів (розміри каналів становлять приблизно $5 \cdot 10^{-4}$ м та наявність в каналі сітки-сепаратора [3,4]), очевидно, що усунути забруднення можливо лише шляхом переведенням їх в текучий стан. Отже для такої задачі можливо використати процес фізичного розчинення. Однак на поверхні утворених кристалів солі може утворюватися плівка органічного та біологічного походження, яка ізолює поверхню кеку від розчинника, тому для інтенсифікації процесу необхідно порушити її цілісність. При цьому необхідно уникнути механічних чи хімічних пошкоджень активного шару мембрани, що накладає додаткові обмеження на умови проведення процесу, зокрема температура розчину не повинна перевищувати температуру деструкції мембрани, яка становить приблизно 45°C .

Для вирішення цієї проблеми запропонований спеціальний метод, фізична сутність якого наступна. На першій стадії процесу (рис.2) мембранний модуль занурюється в знесолену воду (загальний солеміст 10 мг/л) протягом 20-30 годин при атмосферному тиску, що дозволяє провести насичення пористої структури кеку рідиною.

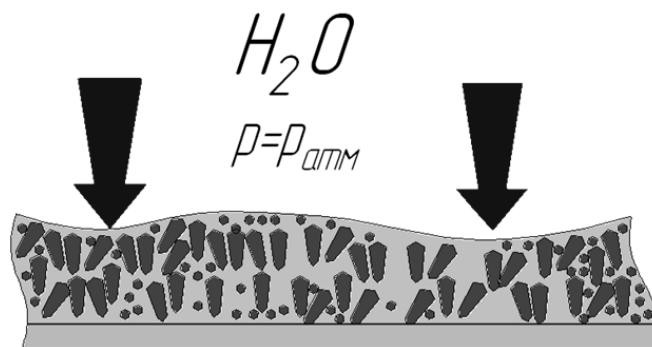


Рис. 2 – Перша стадія регенерації модуля

Після цього проводиться оброблення шару кеку промивним розчином при понижених тисках (абсолютний тиск становив 0,02-0,05 МПа) за температури кипіння – 37-40°C (рис 3). Це призводить утворення парових бульбашок в порах шару кеку, які внаслідок різниці тиску та густини будуть рухатися до ядра потоку (рис. 4), руйнуючи шар органічних речовин та пограничний дифузійний шар навколо кристалів шару осаду. В результаті забезпечується безпосередній контакт осаджених речовин з розчинником, тобто усувається опір перенесенню та інтенсифікується процес. Внаслідок розчинення і повного або часткового вилучення компонентів кеку, буде зменшуватися опір перенесенню через мембрану і, відповідно, зростати продуктивність. Приблизний стан кеку після розділення показано на рис. 5.

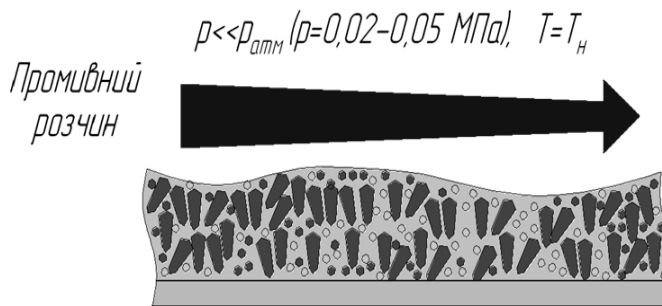


Рис. 3 – Друга стадія регенерації модуля

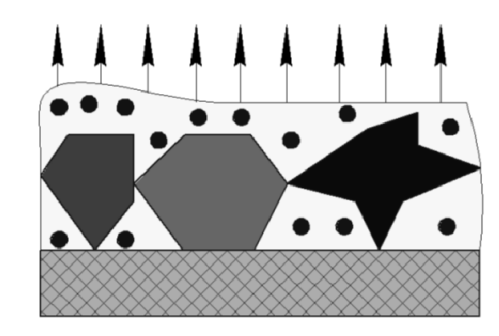


Рис. 4 – Схема руйнування зв'язків в шарі забрудненні при підйомі парових бульбашок

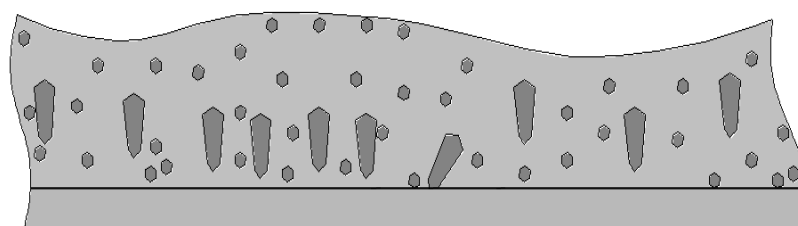


Рис. 5 – Стан шару забруднень після регенерації

Запропонована модель дозволяє пояснити отримані раніше експериментальні результати.

Висновки

Запропоновані нові робочі гіпотези щодо підвищення ефективності процесу регенерації з урахуванням конструктивних особливостей рулонованих мембран та їх фізико-механічних властивостей. Розроблена фізична модель регенерації рулонованих мембранних модулів для зворотного осмосу та

нанофільтрації знесолею водою та доступними екологічно безпечними розчинниками, яка узгоджується з раніше отриманими експериментальними даними. Теоретичне обґрунтування явищ, які відбуваються при регенерації рулонованих мембранних модулів дозволяють розробити математичну модель процесу.

Література:

1. Arras W., Ghaffour N., Hamou A. Performance evaluation of BWRO desalination plant — A case study // Desalination. – 2009. – Vol. 235 – Is. 1-3. – P. 170-178.
2. Vrouwenvelder H. Biofouling of spiral wound membrane systems. PhD thesis Delft University of Technology, Delft, The Netherlands, 2009.
3. Мулдер М. Введение в мембранную технологию: Пер. с англ. М.: Мир, 1999. – 513 с. ил.
4. Дытнерский Ю. И. Баромембранные процессы. Теория и расчет. — М.: Химия, 1986, 272 с.
5. Корнієнко Я.М. Оцінка ефективності відновлення властивостей рулонованих мембранних модулів з використанням гідродинамічної кавітації / Корнієнко Я.М., Гулієнко С.В // Наукові парці ОНАХТ. — Випуск 41. — Т.1 — с. 142-147
6. Shirazi S., Lin C.-J., Chen D. Inorganic fouling of pressure-driven membrane processes – A critical review // Desalination 250 (2010)/ p. 236-248
7. Chien-Hwa Yu, Chung-Hsin Wu, Chia-Hung Lin end al. Hydrophobicity and molecular weight of humic substance on ultrafiltration fouling and resistance // Separation and Purification Technologies 64 (2008) 206-212

УДК 661.635.3

ВИЗНАЧЕННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ ПРОЦЕСУ ДЕРЖАННЯ НЕОРГАНІЧНИХ ПОЛІМЕРНИХ ФОСФАТІВ НАТРІЮ МЕТОДОМ ТЕРМОДИНАМІЧНОГО АНАЛІЗУ

**Гура Д.В., аспірант,
Черемисінова А.О., канд. техн. наук, асистент,
Сорока П.Г., д-р техн. наук, професор,
Стеба В.К., канд. техн. наук, доцент
ДВНЗ «Український державний хіміко-технологічний університет»,
м. Дніпропетровськ**

Досліджено процес термічної дегідратації натрію ортофосфату однозаміщеного як вихідної сировини для одержання різних форм полімерних фосфатів. Здійснено комплекс досліджень з розрахунку рівноважного складу цього процесу, визначено вплив тиску, співвідношення масових витрат повітря та вихідної сировини і газового середовища на рівноважний склад системи H-Na-N-O-P, що досліджується. Виконано порівняльне оцінювання питомих енерговитрат на одиницю цільового продукту.

The process for obtaining various forms of polymeric phosphates by thermal dehydration of sodium phosphate monobasic as feedstock has been studied. The researching complex by the calculation of the equilibrium compound of these process, the influence of a pressure, interrelation of mass flow of air to feedstock and the gas environment on the equilibrium structure of H-Na-NOP were conducted. Comparative evaluation of specific energy consumption per unit of the product were done.

Ключові слова: полімерні фосфати, термічна дегідратація, термодинамічні розрахунки, питомі енерговитрати.

Полімерні фосфати завдяки своїм унікальним властивостям застосовують в різних галузях промисловості, таких як: харчова, косметична, фармацевтична, хімічна, будівельна та інші. В сучасній техніці сфери їх застосування постійно розширюються, що, у свою чергу, обумовлює зростання масштабів виробництва полімерних фосфатів і необхідність вивчення та удосконалення їх властивостей. Орто-і пірофосфати застосовують, як розпушувачі тіста в хлібпеченні, при виготовленні охолоджених сухих сумішей для бісквітів, пончиків і млинців. Приготування ковбас, варених і консервованих окостів не обходиться без добавок поліфосфатів або кислих ортофосфатів натрію. Перспективним є використання полімерних фосфатів в сучасних процесах гарячого оброблення металів тиском (об'ємне

штампування, волочіння, плющення). Це повною мірою відноситься до трубопрокатного виробництва, а саме для гарячої прокатки сталей безшовних труб, яку на трубопрокатних агрегатах проводять із застосуванням технологічних мастил [1-3].

Існуючі способи одержання полімерних фосфатів мають суперечливі дані щодо температурних інтервалів й часових характеристик одержання різних форм полімерних фосфатів та здійснюються на дорогому громіздкому обладнанні. Одержання полімерних фосфатів здійснюється шляхом дегідратації їх кислих ортофосфатів. Найбільш перспективною сировиною для одержання неорганічних полімерних фосфатів є натрій ортофосфат однозаміщений дигідрат. Він характеризується легкістю одержання та стабільними фізико-хімічними властивостями. В результаті термічної дегідратації натрію ортофосфату однозаміщеного дигідрату можна одержати різні форми полімерних фосфатів, як циклічної, так і лінійної структури, які можна використовувати в якості складової частини технологічних мастил.

В літературі відсутні відомості про термодинамічні закономірності процесу одержання продуктів високотемпературної дегідратації мононатрій фосфату. З метою визначення технологічних параметрів процесу термічної дегідратації однозаміщеного ортофосфату натрію (температури та тиску проведення процесу термічної дегідратації, середовища в якому доцільно проводити технологічний процес, тощо) та умов утворення максимальної кількості різних форм полімерних фосфатів постає необхідність проведення термодинамічних розрахунків даного процесу.

В даній роботі здійснено комплекс досліджень по розрахунку рівноважного складу процесу одержання неорганічних полімерних фосфатів з використанням в якості вихідної сировини натрію ортофосфату однозаміщеного, визначено вплив газового середовища на рівноважний склад систем, що досліджуються, та проведено порівняльну оцінку питомих енерговитрат на одиницю цільового продукту.

Для визначення необхідних умов одержання різних форм полімерних фосфатів в даній роботі використовували програмний комплекс АСТРА 4.0, в основі якого лежить метод термодинамічних розрахунків, який ґрунтується на знаходженні рівноважного складу в умовах коли ентропія системи досягає максимуму [4]. Розрахунки проводили в інтервалі температур 300—1500 К, при тиску 0,05; 0,1; 0,15 МПа, в середовищах повітря, кисню та азоту і при співвідношеннях масових витрат газового середовища до сировини 0,5; 1; 1,5.

Через те, що в бібліотеці програмного комплексу АСТРА 4.0 відсутні термодинамічні властивості багатьох неорганічних фосфатів, бібліотека була поповнена термодинамічними властивостями орто-, піро-, тримета- та гексаметафосфату натрію.

Данні о термодинамічних властивостях компонентів подаються за допомогою інтерполяційних формул, які описують залежність термодинамічних властивостей компонентів від температури.

Інтерполяційні формули визначають значення теплових частин повних термодинамічних властивостей речовин та доповнені членами, що враховують відповідний вид хімічної енергії. Інтерполяційна формула для повного приведенного потенціалу в загальному вигляді записується наступним чином:

$$\Phi_{mi}^* = -f_1 - f_2 \ln x - f_3 x^{-2} - f_4 x^{-1} - f_5 x - f_6 x^2 - f_7 x^3 + \frac{\Delta H_{oi}^0}{x \cdot 10^4}, \quad (1)$$

де $f_1, f_2, f_3, f_4, f_5, f_6, f_7$ – коефіцієнти апроксимації вільної енергії Гібса; $x = T \cdot 10^{-4}$ – температура, К;

ΔH_{oi}^0 – ентальпія утворення, кал/моль.

$$\Delta H_{oi}^0 = \Delta H_T^0 - (H_T^0 - H_0^0), \quad (2)$$

де ΔH_T^0 – ентальпія утворення індивідуальних сполук в стандартному стані при $T=298,15\text{К}$, кал/моль;

$(H_T^0 - H_0^0)$ – зміна ентальпії сполуки в стандартному стані при $T=298,15\text{К}$, кал/моль.

Для розрахунків термодинамічних властивостей неорганічних фосфатів, а саме, коефіцієнтів апроксимації вільної енергії Гібса в температурних інтервалах, в яких ці властивості дійсні, були використані ентальпії утворення індивідуальних сполук, їх стандартні ентальпії, вільні енергії Гібса для різних температур [5 – 13].

Для представлення термодинамічних властивостей неорганічних фосфатів в поліноміальній формі, яка використовується в базі даних системи АСТРА 4.0, кожний «комплект» властивостей сполук містив хімічну формулу індивідуальної сполуки, значення температурних меж апроксимації (T_{\min} , T_{\max}), сім коефіцієнтів апроксимації вільної енергії Гібса та величину ентальпії утворення. Одній і тій же індивідуальній сполуці може відповідати декілька «комплектів» властивостей, які відрізняються температурними межами апроксимації [14]. В загальному вигляді «комплект» властивостей записується наступним чином:

$$A, T_{\min}, T_{\max}, f_1, f_2, f_3, f_4, f_5, f_6, f_7, \Delta H_{oi}^0, \quad (3)$$

де A – хімічна формула індивідуальної сполуки;

T_{min}, T_{max} – температурні межі апроксимації.

Отримані термодинамічні властивості, в формі, що застосовується для поповнення бази даних програмного комплексу АСТРА 4.0, переставлені у вигляді «комплектів» індивідуальних речовин (4 – 11):

$$k \cdot \text{Na}1\text{H}2\text{P}1\text{O}4, 298,420, -1, 0, 0, 0, 2825, 0, 0, -373710; \quad (4)$$

$$k \cdot \text{Na}1\text{H}2\text{P}1\text{O}4, 420,2000, 0.803, 0, 0, 0, 459, 0, 0, -373710; \quad (5)$$

$$k \cdot \text{Na}2\text{H}2\text{P}2\text{O}7, 298,620, -23.667, 0, 0, 0, 2433, 0, 0, -672884; \quad (6)$$

$$k \cdot \text{Na}2\text{H}2\text{P}2\text{O}7, 620,2000, 15.14, 0, 0, 0, 416, 0, 0, -672884; \quad (7)$$

$$k \cdot \text{Na}3\text{P}3\text{O}9, 298,650, -0.909, 0, 0, 0, 795, 0, 0, -885516; \quad (8)$$

$$k \cdot \text{Na}3\text{P}3\text{O}9, 650,3000, 2.864, 0, 0, 0, 1038, 0, 0, -885516; \quad (9)$$

$$k \cdot \text{Na}6\text{P}6\text{O}18, 298,900, -5.256, 0, 0, 0, 1538, 0, 0, -1771032; \quad (10)$$

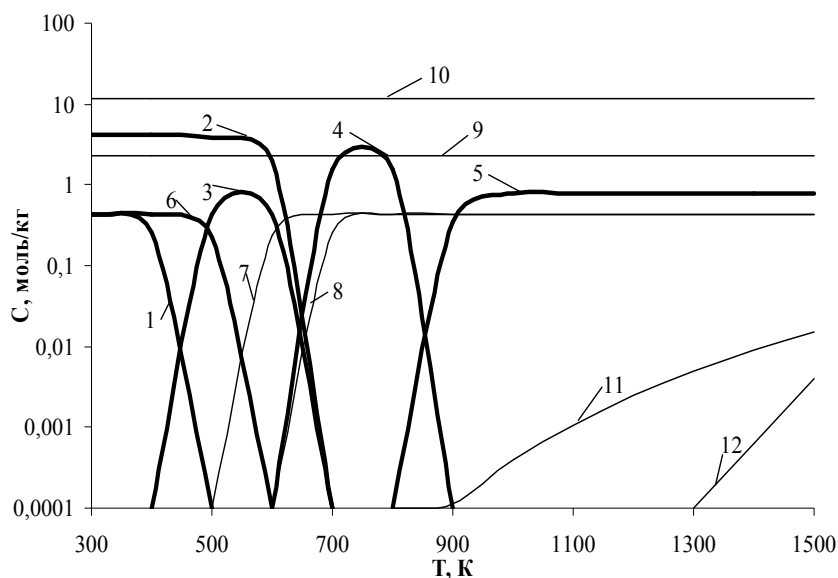
$$k \cdot \text{Na}6\text{P}6\text{O}18, 900,3000, -24.253, 0, 0, 0, 3975, 0, 0, -1771032. \quad (11)$$

Розрахунки проводили в інтервалі температур 300 – 1500 К при тиску 0,1 – 1,0 МПа в атмосфері повітря, кисню та азоту [15].

При розрахунках конденсовані речовини розглядали у вигляді окремих фаз, а газову фазу – як суміш ідеальних газів. У конденсованому стані враховували NaH_2PO_4 , NaPO_3 , $\text{Na}_2\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7$, $\text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_9$, $\text{Na}_6\text{P}_6\text{O}_{18}$, P_4O_{10} , P . У газовій фазі – P_4O_{10} , H_2O , N_2 , O_2 , NO , P_2O_5 , P_4 , P_4O_9 , P_4O_8 , P_2 , P_2O_3 , P_4O_7 , P_3O_6 , PO , P_2O_4 , PO_2 .

На рис.1 представлена залежність рівноважного складу системи Na-H-O-P-N від температури при $P=0,1$ МПа та співвідношенні масової витрати повітря та вихідної сировини $W=1$. Концентрацію вихідної сировини виражали як мольні долі елементів, що входять до складу натрію ортофосфату однозаміщеного, який містить:

$\text{Na} - 0,16; \text{H} - 0,03; \text{P} - 0,22; \text{O} - 0,8; \text{N} - 0,79$.



1 – $k \cdot \text{NaH}_2\text{PO}_4$; 2 – $k \cdot \text{NaPO}_3$; 3 – $k \cdot \text{Na}_2\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7$; 4 – $k \cdot \text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_9$; 5 – $k \cdot \text{Na}_6\text{P}_6\text{O}_{18}$; 6 – $k \cdot \text{P}_4\text{O}_{10}$;
7 – P_4O_{10} ; 8 – H_2O ; 9 – O_2 ; 10 – N_2 ; 11 – NO ; 12 – P_2O_5 .

Рис. 1 – Залежність концентрацій компонентів процесу термічної дегідратації нарію ортофосфату однозаміщеного від температури при тиску 0,1 МПа та $W=1$

З рис. 1 видно, що мононатрійфосфат є стабільною кристалічною фазою тільки до $T=400\text{K}$.

В інтервалі температур 400–600К дегідратація мононатрійфосфату протікає з високою селективністю та одержанням натрію дигідропірофосфату, $\text{Na}_2\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7$. Ці висновки співпадають з даними роботи [11], в якій визначено, що реакція утворення $\text{Na}_2\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7$ із NaH_2PO_4 протікає в інтервалі температур 455-750К. Згідно рис.1 в інтервалі температур 293-600К в системі також існує конденсована фаза P_4O_{10} вміст якої в інтервалі температур 500-600 К зменшується через випаровування декаоксиду тетра фосфору. Подальша дегідратація $\text{Na}_2\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7$ супроводжується утворенням циклічних полімерних фосфатів – натрію триметафосфату, $\text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_9$, в інтервалі температур 600-800К та натрію гексаметафосфату,

$\text{Na}_6\text{P}_6\text{O}_{18}$, при $T \geq 800\text{K}$. При цьому, $\text{Na}_6\text{P}_6\text{O}_{18}$ є єдиною стабільною кристалічною фазою в інтервалі температур 900-1500K в системі H-Na-N-O-P.

У той же час в процесі дегідратації NaH_2PO_4 в атмосфері повітря газова фаза на фоні сталої концентрації N_2 та O_2 в інтервалі температур 500-700K збагачується газоподібним P_4O_{10} та водяною парою.

Збагачення газоподібним P_4O_{10} здійснюється за рахунок випарювання рідкого декаоксиду тетрафосфору:



Водяна пара утворюється в інтервалі температур 600-700K за рахунок дегідратації натрію ортофосфату з одержанням дигідропірофосфату (табл.1).

Таблиця 1 – Хімічна схема дегідратації NaH_2PO_4 в атмосфері повітря в інтервалі температур 293-1500K та $P=0,1$ МПа

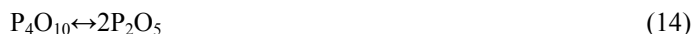
Температурний інтервал, К	Хімічна реакція
Конденсована фаза	
300–500	$\text{NaH}_2\text{PO}_4 = 1/2\text{Na}_2\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7 + 1/2\text{H}_2\text{O}$
400–700	$\text{Na}_2\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7 = 2/3\text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_9 + \text{H}_2\text{O}$
600–900	$\text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_9 = 1/2\text{Na}_6\text{P}_6\text{O}_{18}$
300–600	$\text{P}_4 + 5\text{O}_2 = \text{P}_4\text{O}_{10(\text{г})}$
Газова фаза	
500–1500	$\text{P}_4\text{O}_{10(\text{г})} = \text{P}_4\text{O}_{10(\text{р})}$
870–1500	$\text{N}_2 + \text{O}_2 = 2\text{NO}(\text{г})$
600–1500	$\text{H}_2 + 1/2\text{O}_2 = \text{H}_2\text{O}$
1300–1500	$\text{P}_4\text{O}_{10(\text{г})} = 2\text{P}_2\text{O}_5(\text{г})$

В температурному інтервалі 900-1500K газова фаза збагачується NO та P_2O_5 .

Утворення NO починається при температурі 870 K та відбувається за рахунок реакції окислення азоту:



Утворення газоподібного P_2O_5 в інтервалі температур 1300-1500 K здійснюється за рахунок часткового розкладання P_4O_{10} в газовій фазі:



Перебіг процесу термічної дегідратації натрію ортофосфату однозаміщеного можна описати у вигляді сукупності реакцій, що представлені в табл. 1.

Для визначення умов одержання полімерних фосфатів було досліджено вплив газоподібного середовища, співвідношення повітря до сировини та тиску на рівноважний склад системи H-Na-O-P-N.

Вплив тиску на рівноважний склад системи H-Na-N-O-P. Розраховано рівноважний склад системи H-Na-N-O-P відповідний до взаємодії монанатрійфосфату з високотемпературним носієм у повітряному середовищі при тиску 0,1 МПа, 0,05 МПа та 0,15 МПа. При різному тиску в системі H-Na-N-O-P при температурах 300–500K в конденсованому стані містяться NaH_2PO_4 , NaPO_3 та P_4O_{10} . При подальшому підвищенні температури утворюється $\text{Na}_2\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7$, термостабільний в температурному інтервалі 400–700 K. При більш високих температурах утворюється $\text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_9$ (600–900 K) та $\text{Na}_6\text{P}_6\text{O}_{18}$ (800–1500 K).

Зміна тиску не впливає на рівноважний стан конденсованої фази системи H-Na-N-O-P, а лише на температуру утворення газоподібного P_4O_{10} , зміщуючи її в бік більш низьких температур.

Зменшення тиску від 0,1 до 0,05 МПа призводить до утворення газоподібного P_4O_{10} вже при температурі 300 K, а при збільшенні тиску до 0,125 МПа газоподібний P_4O_{10} починає утворюватись при 350 K.

Вплив співвідношення масових витрат повітря та вихідної сировини на рівноважний склад системи H-Na-N-O-P. Розрахована температурна залежність рівноважного складу досліджуваної системи H-Na-N-O-P від температури при співвідношеннях масових витрат повітря та вихідної сировини, $W=0,5$, $W=1$ й $W=1,5$ та тиску в системі 0,1 МПа.

Зменшення співвідношення масових витрат повітря та вихідної сировини забезпечує збільшення концентрацій конденсованої фази та сприяє зменшенню температурних інтервалів одержання

максимальної кількості натрію триметафосфату в бік більш низьких температур. Це явище пояснюється тим, що тепло, підведене до системи витрачається не на нагрівання повітряного середовища, а на нагрівання вихідної сировини, за рахунок чого процес високотемпературної дегідратації натрію ортофосфату однозаміщеного інтенсифікується.

Таким чином, в конденсованій фазі в інтервалі температур 300–1100 К в системі H-Na-N-O-P з $W=0,5$ міститься NaH_2PO_4 в інтервалі температур 300–500 К, NaPO_3 при 600–900 К, P_4O_{10} при температурах 300–600 К, $\text{Na}_2\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7$ при 400–700 К, $\text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_9$ в температурному інтервалі 600–900 К, з максимумом при температурі 700 К та $\text{Na}_6\text{P}_6\text{O}_{18}$ при $T \geq 800\text{K}$, максимальна кількість якого утворюється при температурі 900 К. Зменшення W від 1 до 0,5 дозволяє досягти відсутності газоподібного NO в складі газової фази та змищення температури утворення газоподібного P_4O_{10} від 500 К (при $W=1$) до 350 К (при $W=0,5$).

Збільшення W від 1 до 1,5 призводить до зменшення концентрацій конденсованої фази в системі H-Na-N-O-P та збільшенню вмісту N_2 в складі газової фази. На температури утворення конденсованих сполук збільшення W не впливає, на відміну від газової фази, де температура утворення газоподібного P_4O_{10} зменшується від 500 К (при $W=1$) до 300 К (при $W=1,5$).

Вплив складу газового середовища на рівноважний склад системи H-Na-N-O-P. Розглянуто вплив середовища азоту та кисню на процес термічної дегідратації натрію ортофосфату однозаміщеного.

Розраховано температурну залежність рівноважного складу системи H-Na-N-O-P, яка відповідає процесу високотемпературної дегідратації NaH_2PO_4 в середовищі азоту при співвідношенні масових витрат азоту та вихідної сировини $W=1$ та тиску 0,1 МПа.

В середовищі азоту процес високотемпературної дегідратації натрію ортофосфату однозаміщеного супроводжується збільшенням концентрацій компонентів конденсованої фази та утворенням k^*P в конденсованому стані окрім присутніх й до того NaH_2PO_4 , NaPO_3 , $\text{Na}_2\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7$, $\text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_9$, $\text{Na}_6\text{P}_6\text{O}_{18}$, та P_4O_{10} .

Середовище азоту не впливає на температури утворення і термостабільність сполук конденсованої фази процесу термічної дегідратації монанатрійфосфату, в порівнянні з дегідратацією в середовищі повітря. Суттєвого впливу зазнає газова фаза системи H-Na-N-O-P при проведенні процесу дегідратації в середовищі азоту. Це обумовлене тим, що в інертному середовищі для конденсованого оксиду фосфору P_4O_{10} існує можливість ряду перетворень, які призводять до утворення різноманітних оксидів фосфору при відносно низьких температурах.

Таким чином, в рівноважному стані системи H-Na-N-O-P в середовищі азоту спостерігається існування 14 компонентів газової фази: N_2 , H_2O , H_2 , P_4O_{10} , P_4O_9 , P_4O_8 , P_4O_7 , P_2O_3 , P_3O_6 , P_2 , P_4 , PO , PO_2 , P_2O_4 та 7 компонентів конденсованої фази: NaH_2PO_4 , NaPO_3 , $\text{Na}_2\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7$, $\text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_9$, $\text{Na}_6\text{P}_6\text{O}_{18}$, P_4O_{10} , P .

Оскільки азот, який знаходиться в повітрі, є баластом, що вимагає додаткового нагрівання, аналогічні термодинамічні розрахунки були виконані в середовищі кисню.

Розраховано температурну залежність рівноважного складу системи H-Na-N-O-P, яка відповідає процесу високотемпературної дегідратації NaH_2PO_4 в середовищі кисню при співвідношенні масових витрат кисню та вихідної сировини $W=1$ та тиску 0,1 МПа.

Термічна дегідратація ортофосфату натрію в середовищі кисню супроводжується одержанням в конденсованому стані NaPO_3 , $\text{Na}_2\text{H}_2\text{P}_2\text{O}_7$, $\text{Na}_3\text{P}_3\text{O}_9$, $\text{Na}_6\text{P}_6\text{O}_{18}$, P_4O_{10} , так само, як і в повітряному середовищі і при таких же температурах, проте спостерігається зменшення концентрацій компонентів конденсованої фази, на відміну від повітряного середовища. В газовій фазі присутні P_4O_{10} , H_2O , O_2 , P_2O_5 , однак температура утворення газоподібного P_4O_{10} зміщується в бік більш низьких температур, в порівнянні з дегідратацією в середовищі повітря, також спостерігається відсутність утворення газоподібних NO і N_2 .

Аналіз питомих енерговитрат процесу одержання неорганічних полімерних фосфатів.

Визначення питомих енерговитрат є необхідною умовою для пошуку оптимальних значень параметрів, які впливають на процес. Питомі енерговитрати визначали з співвідношення:

$$Q = \frac{I_{cm} - \sum I_k G_k}{n_i}, \quad (15)$$

де I_{cm} – повна ентальпія рівноважної суміші при заданій температурі, кДж/кг;

I_k – повна ентальпія вихідної сполуки в стандартному стані ($T=293\text{ K}$), кДж/кг;

G_k – кількість реагенту в вихідній суміші, кг;

n_i – масова частка цільового продукту в суміші при заданій температурі.

Одержані значення питомих енерговитрат в системі H-Na-N-O-P при зміні тиску, співвідношення масових витрат повітря та сировини і газової фази занесені в табл. 2.

Аналіз табл.2 показує, що зміна тиску не впливає на енерговитрати, вони залишаються такими ж самими, як і при стандартних умовах. Склад газової фази не впливає на енерговитрати, найбільшого

впливу система зазнає при зміні співвідношення масових витрат повітря і сировини. Зменшуючи кількість повітря, яке подається в систему зменшуються енерговитрати та збільшується кількісний вихід кінцевого продукту. Це пов'язано з тим, що енергія витрачається на нагрів вихідної сировини, а не повітря та утворюється менше компонентів газової фази.

Таблиця 2 – Вплив основних фізико-хімічних параметрів на значення питомих енерговитрат

Умови термічної дегідратації	Концентрація цільового продукту	Q, кДж/кг
Вплив тиску в повітряному середовищі при W=1		
P=0,5 МПа	0,77547	3,49
P=1,5 МПа	0,77547	3,49
P=10 МПа	0,77547	3,49
Вплив співвідношення масових витрат повітря та сировини (W), при P=0,1 МПа		
W=0,5	0,98129	3,16
W=1,5	0,64102	3,82
Вплив газової фази, при P=0,1 МПа, W=1		
N ₂	0,78503	3,43
O ₂	0,74153	3,52
Стандартні умови: повітряне середовище, P=0,1 МПа, W=1		
	0,77547	3,49

Висновки

1. В результаті термодинамічного аналізу рівноважного складу системи Н-Na-N-O-P встановлено, що з даного виду сировини можна отримувати продукти на основі піро- і метафосфатів натрію та визначено вплив тиску, складу газового середовища та співвідношення витрати повітря та сировини на концентрації полімерних фосфатів, які знаходяться в конденсованому стані. Досліджено, що:

- зміна тиску не впливає на концентрації конденсованої фази;
- збільшення співвідношення масових витрат повітря та сировини, приводить до зменшення концентрацій компонентів конденсованої фази, а зі зменшенням співвідношення – концентрації компонентів конденсованої фази збільшуються;
- при проведенні високотемпературної дегідратації в середовищі азоту, концентрації компонентів конденсованої фази збільшуються, але спостерігається утворення великої кількості компонентів газової фази, а при проведенні процесу в середовищі кисню концентрації компонентів конденсованої фази зменшуються.

Таким чином, процес високотемпературної дегідратації доцільно проводити в повітряному середовищі зі співвідношенням масових витрат повітря та сировини 0,5:1 та під тиском 0,1 МПа

2. На основі термодинамічних розрахунків процесу високотемпературної дегідратації однозаміщеного ортофосфату натрію встановлено, що з даного виду сировини можна отримувати продукти на основі піро- і метафосфатів натрію, при цьому температурні інтервали отримання максимальної концентрації вказаних полімерних фосфатів наступні:

- Na₂H₂P₂O₇ – 500-550 К,
- NaPO₃ – 300-600 К,
- Na₃P₃O₉ – 700-750 К,
- Na₆P₆O₁₈ – 900 К.

Література

1. Грудев А. П. Трения и смазки при обработке металлов давлением. Справочник / А. П. Грудев. – М.: Металлургия, 1982. – 311 с
2. Пат. 94340 Україна, МПК(2011.01) С 10 М 103/00, С 10 М 177/00. Мастило для прокатки сталевих безшовних труб та спосіб його одержання / Черемисінова А. О., Панасенко С. П., Стеба В. К.,

- Сорока П. Г. та інші; заявник та патентовласник ДВНЗ УДХТУ. - N А 2010 01874; заявл. 22.02.2010; опубл. 26.04.2011, Бюл. №8.
3. Опыттно-промышленное производство и результаты испытаний фосфатных смазок для процессов горячей обработки металлов давлением / Черемисинова А.А., Сорока П.И., Стеба В.К., Степневская Я.В. // Збірник Наукових праць Одеської національної академії харчових технологій (ОНАХТ). – 2011, № 41.
 4. Синярев Г.Б. Полные термодинамические функции и использование их при расчете равновесных состояний сложных термодинамических систем / Г. Б. Синярев // Изв. вузов. Сер. Трансп. и энергет. машиностроение. – 1966.– №2.– С. 99-118.
 5. Гурвич Л.В. Термодинамические свойства индивидуальных веществ / Л.В. Гурвич, И.В. Вейц, В.А. Медведев. –М.:Наука, 1979.–340 с.
 6. Рябин В.А. Термодинамические свойства веществ / В. А. Рябин, М. А. Остроумов, Т. Ф. Свит. –Л.: Химия, 1977.–381 с.
 7. Термодинамические свойства неорганических веществ: Справочник / Под общ. ред. А.П. Зефинова. –М.: Атомиздат, 1965.– 461 с.
 8. Термические константы неорганических веществ / Э.В. Брицке, А.Ф. Капустинский, Б.К. Веселовский и др.–М.:Академия наук, 1949.–1012 с.
 9. Термические константы веществ / В. П. Глушко, Л. В. Гурвич, Г.А Бергман, И. В. Вейц и др. – 3-е изд.,. –М.: Наука, 1978.– 496 с.
 10. Irving J. Standard Heats of Formation of the Sodium triphosphates / J. Irving, H. McKerrell // Trans. Faraday Soc. - 1968. - V. 64, №4. – С. 879 – 882.
 11. Беглов Б.М. Термодинамический анализ реакций образования конденсированных фосфатов натрия / Б. М. Беглов // Ж. неорганической химии. – 1979. - Т.15. – С.143 – 146.
 12. Andon J.L. Thermodynamic properties of phosphorus compounds / J. L. Andon, J. F. Martin // Trans. Faraday Soc. – 1967. - V. 17.
 13. Meadowcroft T. R. Heats of formation of some crystalline and Glass phosphates / T.R. Meadowcroft, F.D. Richardson // J. Applied Chem.–1962.–V. 8.
 14. Трусов Б.Г. Моделирование химических и фазовых равновесий при высоких температурах / Б. Г. Трусов. – М.: МГТУ им. Н.Э. Баумана, 1991. – 56 с.
 15. Черемисинова А.А., Термодинамический анализ процесса получения полимерных фосфатов из однозамещенного ортофосфата натрия / А.А. Черемисинова, П.И. Сорока, В.К. Стеба // Матеріали V Міжнародної науково-технічної конференції студентів, аспірантів та молодих вчених «Хімія і сучасні технології». – Дніпропетровськ. – 2011р.

УДК:661.686

НАПОЛНИТЕЛИ ЭЛАСТОМЕРОВ НА ОСНОВЕ РИСОВОЙ ШЕЛУХИ

Тертышный О.А., к.т.н., доцент,
Гура Д.В., аспирант
Сорока П.И., д.т.н., профессор,
Овчаров В.И., д.х.н., профессор

ГВУЗ «Украинский государственный химико-технологический университет»,
г. Днепропетровск

В качестве альтернативных наполнителей эластомеров предложены материалы на основе измельченной и карбонизированной рисовой шелухи. Изучено их влияние на технологические характеристики резиновых смесей.

As alternative filler materials for elastomers based on particulate and carbonized rice husk were suggested. Their influence on the technological characteristics of the rubber compounds has been studied.

Ключевые слова: Рисовая шелуха, карбонизация, измельчение, эластомеры

Внимание исследователей постоянно привлекает идея создания углеродных материалов различного назначения из углеродсодержащих отходов, в частности растительного происхождения. Доступным и

дешевым в этом плане сырьевым источником представляется многотоннажный отход переработки риса – рисовая шелуха (РШ).

Развитие производства резиновых изделий связано с непрерывным расширением сырьевой базы с одновременным повышением качества продукции на этой основе. Таким сырьевым источником является РШ, содержащая в своем составе около 35 %мас. углерода и до 20 %мас. кремнезема.

Изучалась возможность использования в составе эластомерных композиций на основе каучуков общего назначения измельченной РШ (ИРШ) и термообработанной (карбонизированной) РШ (КРШ).

Измельчение РШ производилось в мельнице ударно-отражательного действия [1,2], но предварительно осуществлялась промывка и сушка опытного образца. Модификация ИРШ на стадии получения наполнителя происходила в ходе помола исходной РШ с добавкой 2 %мас. поверхностно-активных веществ следующих типов: катионоактивной четвертичной аммониевой соли; неионогенного оксиэтилированного спирта; амфолитного продукта реакции оксиэтилированного спирта и азотной кислоты. ИРШ представляет собой мелкодисперсный порошок бежевого цвета с содержанием двуокиси кремния 13 – 20 %мас., влаги 4 – 6 %мас., рН водной суспензии 6,9 – 7,2 (для немодифицированных продуктов). Размер частиц от 45 до 100 мкм, насыпная плотность 300 кг/м³ [3].

Для определения оптимальной температуры карбонизации изучался механизм термохимического превращения РШ. Схема протекания возможных термохимических превращений в инертной среде состоит из четырех стадий.

В ходе первой стадии (25 – 150⁰С) происходит десорбция влаги с поверхности, дегидратация за счет образования воды из гидроксильных и водородных групп, а также рост локальной упорядоченности взаимного размещения молекул. Процессы, протекающие на данной стадии, обратимы.

Вторая стадия (150 – 240⁰С) сопровождается внутримолекулярной дегидратацией с образованием связей – С = О и – С = С –.

Интервал температур (240 – 400⁰С) соответствует третьей стадии карбонизации. В этом интервале протекают процессы деструкции макромолекул в результате разрушения глюкозидной, циклической – С – О – С – и части – С – С – связей по радикальному механизму. Эти процессы приводят к распаду исходных природных полимеров целлюлозы и лигнина на отдельные кольца с последующим образованием фрагментов С₄ (– С = СН – СН = СН –). Одновременно с дегидратацией возможны параллельные реакции деполимеризации. Это резко повышает выход летучих смолистых веществ и несколько уменьшает содержание углерода. Основными процессами четвертой стадии (400 – 700⁰С), является ароматизация с выделением углерода и водорода и конденсация фрагментов С₄ в «углеродный полимер». Конденсация фрагментов С₄ может приходиться по «продольной» и «поперечной» схемам.

В случае «продольной» схемы фрагменты С₄ стыкуются в форме цепного полимера. Связывание соседних цепей приводит к образованию графитоподобных слоев. При «поперечной» полимеризации каждый фрагмент стыкуется со своей копией с образованием углеродной цепи, растущей в поперечном направлении. Взаимодействие соседних цепей порождает образование слоев.

Закономерно предположить, что протекание процессов при карбонизации РШ сложнее и может отличаться как по составу продуктов, содержащихся в карбонизированном образце, так и по структурным характеристикам карбонизата. Тем не менее, результаты элементного анализа и динамика изменения массы образца в ходе термолиза свидетельствуют, что процесс карбонизации РШ вписывается в описанную схему.

Исходя из рассмотренного механизма карбонизации РШ, в качестве наполнителей эластомеров использовали карбонизат, полученный при температуре 600⁰С (КРШ–600), в предположении, что полимеризация углерода не окончена.

Произведена оценка влияния наполнителей в виде ИРШ и КРШ в дозировках 10 и 20 мас. ч. на 100 мас. ч. каучука на технологические и физико-механические свойства резиновых смесей и резин на основе некристаллизующегося бутадиенмелтиррольного каучука СКМС-30АРК [4]. Сравнительная оценка действия продуктов на базе РШ проводилась относительно аналогичных эластомерных композиций с традиционными наполнителями такими как мел, каолин и белая сажа (БС-120). Сравнение оценки физико-механических и кинетических характеристик производились относительно ненаполненных композиций стандартного состава (таблица 1).

Таблица 1 – Свойства резиновых смесей и резин на основе каучука СКМС-30АРК с различными наполнителями светлого типа

Показатели	Тип и содержание (мас. ч.) наполнителя						Наполнитель отсутствует
	ИРШ		БС-120		КРШ-600		
	5	10	5	10	5	10	
Пластичность	0,46	0,47	0,43	0,41	0,48	0,51	0,51
Когезионная прочность, МПа	0,10	0,17	0,16	0,15	0,15	0,18	0,11
Вулканизационные характеристики по данным реометрии при 155 ⁰ С:							
Минимальный крутящий момент, M _{min} , дН·м	3,1	3,7	3,0	3,5	3,7	3,8	3,5
Максимальный крутящий момент, M _{max} , дН·м	20,3	22,5	19,9	22,9	23,7	24,4	18,0
Время начала вулканизации, t _{с90} , мин	40,5	36,6	38,0	35,0	34,0	28,5	42,0
Время серной вулканизации, t _s , мин	12,8	11,0	12,3	10,7	11,8	9,4	15,5
Физико-механические показатели при н.у.:							
- вдоль линии каландрования:							
Условное напряжение при сжатии, f ₃₀₀ , МПа	1,6	1,7	1,2	1,5	1,7	1,6	0,9
Условное напряжение при растяжении, f _p , МПа	1,6	1,9	2,4	2,3	2,6	3,3	1,7
Относительное удлинение при разрыве, E, %	325	335	525	440	595	490	500
B, кН/м	7	9	6	8	6	7	6
- поперек линии каландрования:							
Условное напряжение при сжатии, f ₃₀₀ , МПа	1,6	1,9	1,3	1,6	1,4	1,5	0,8
Условное напряжение при растяжении, f _p , МПа	1,6	2,1	2,6	3,1	2,9	3,4	1,4
Относительное удлинение при разрыве, E, %	330	325	505	505	575	595	505
B, кН/м	7	9	7	9	8	9	6
Твердость, ед. по ШОРУ	45	47	43	46	44	45	38
Эластичность, %	52	52	51	50	55	56	56
Теплостойкость при 100 ⁰ С:							
Условное напряжение при растяжении, f _p , МПа	1,2	1,3	1,6	1,7	1,9	2,2	1,0
Относительное удлинение при разрыве, E, %	115	115	270	270	325	325	250

Экспериментальные исследования показали, что свойства композиций с применением ИРШ и КРШ имеют существенные отличия от композиций с другими наполнителями. По данным реометрии, резиновые смеси содержащие в своем составе 20 мас. ч. ИРШ имеют более высокий показатель минимального и максимального крутящего моментов, чем смеси с равномассовым содержанием мела или каолина.

При использовании КРШ аналогичные результаты получены при дозировке наполнителя менее 10 мас. ч..

Показатель скорости вулканизации опытных композиций с ИРШ имеет незначительное отличие, по сравнению с традиционными наполнителями и контрольной композицией. Применение КРШ наоборот обеспечивает некоторое повышение скорости вулканизации.

При оценке показателей «условное напряжение и относительное удлинение» отмечено, что более высокие значения указанных физико-механических параметров обеспечивает использование ИРШ и КРШ. Они обладают большим усиливающим действием, чем мел и каолин.

Оценка свойств резиновых смесей, содержащих в своем составе ИРШ, модифицированную различными добавками ПАВ, показала, что наличие таких модификаторов дает возможность улучшить

распределение наполнителей и повлиять на технологические свойства резиновых смесей. Положительное влияние модификации ИРШ выражается в повышении пластичности резиновых смесей, скорости их вулканизации при сохранении длительного индукционного периода, снижения теплообразования опытных вулканизаторов до уровня не наполненных резин. Максимальное значение показателей пластичности, относительной степени сшивания, скорости вулканизации для эластомерных композиций наблюдается при модификации ИРШ катионоактивной четвертичной аммониевой солью.

Применение КРШ – 600 благодаря уникальному строению, выраженному в равномерном распределении наноразмерных частиц аморфных углерода и диоксида углерода, которые легко диспергируются в матрице каучука, улучшают технологические свойства резиновых смесей и прочностные свойства вулканизаторов. Резиновые смеси на основе КРШ хорошо пластифицируются. Высокое содержание углеводородных фаз в КРШ обеспечивает сокращение расхода пластификатора либо его полную замену.

Оценивая технические, технологические и экологические факторы, продукты на основе измельченной и карбонизированной рисовой шелухи могут рассматриваться в качестве перспективных наполнителей эластомеров.

Литература

1. Пат. 96082 UA, МПК В02С 13/14. Відцентровий млин ударної дії / Сорока П.Г., Опарін С.О. – № а201006351, Заявл. 25.05.2010, Опубл. 26.09.2011, Бюл. № 18.
2. Сорока П.И. Определение технологических параметров процессов измельчения растительных материалов в мельнице ударно-отражательного действия [Текст] / П.И. Сорока [и др.] // Вестник нац. техн. ун-та «ХПИ». – 2010. – №10. – С. 98-102
3. Овчаров В.И. Применение измельченной рисовой шелухи в качестве наполнителей эластомерных композиций [Текст] / В.И. Овчаров, П.И. Сорока и др.// Эластомеры: материалы, технология, оборудование, изделия. (Днепропетровск, ГВУЗ «УГХТУ» 27.09 – 01.10.2010).–Днепропетровск, 2010.–С.123-124.
4. Овчаров В.И. Применение измельченной рисовой шелухи в эластомерных композициях на основе диеновых каучуков [Текст] / В.И. Овчаров, П.И. Сорока и др.// Хімія та сучасні технології: тези допов. V між нар. наук.-техн. конф. студентів, аспірантів та молодих вчених (Дніпропетровськ, ДВНЗ «УДХТУ» 20 – 23 квітня 2011р.). – Дніпропетровськ, 2011. – С.210.

УДК 66.081.3

ЗОВНІШНЬОДИФУЗІЙНА КІНЕТИКА АДСОРБЦІЇ КУПРУМУ ПРИРОДНИМ ЦЕОЛІТОМ

Гумницький Я.М. д-р техн. наук, професор, Сидорчук О.В. аспірант
Національний університет “Львівська політехніка”, м. Львів

Досліджено кінетику процесу адсорбції розчину купруму природним цеолітом під час механічного перемішування. Визначено коефіцієнт масовіддачі, який характеризує зовнішньодифузійну стадію адсорбції. Подано порівняння експериментального значення коефіцієнта з теоретичним.

The kinetics of the adsorption process of copper solution by natural zeolite during mechanical mixing has been studied. It has been determined the coefficient of mass transfer, which characterizes the external diffusion stage of adsorption. The comparison of experimental value coefficient with the theoretical one has been presented.

Ключові слова: кінетика, адсорбція, купрум, коефіцієнт масовіддачі

Keywords: kinetics, adsorption, copper, coefficient of mass transfer

Постановка проблеми Проблема забруднення довкілля важкими металами вель час загострювалась і нині набула загрозливих розмірів. У багатьох індустриальних районах світу з'явилися техногенні біогеохімічні зони з аномально високим вмістом важких металів.

Важкі метали широко застосовуються в різноманітних промислових виробництвах та, попри очисні заходи, сполуки важких металів проникають у промислові стічні води. Значна кількість цих сполук потрапляє в воду через атмосферу.

Екологічна небезпека важких металів полягає в тому, що вони активно поглинаються фітопланктоном, а після цього передаються людині по харчовому ланцюгу[1].

Аналіз останніх досліджень і публікацій. На сьогоднішній день для очищення виробничих стічних вод усе частіше застосовують природні цеоліти. Використання таких сорбентів зумовлене достатньо високою їхньою ємністю, вибірковістю, катіонообмінними властивостями, порівняно низькою вартістю і доступністю. Зокрема з'ясовано, що природні цеоліти ефективні адсорбенти важких металів [2,3], наприклад, іонів купруму

Купрум є малотоксичний для людини, не має кумулятивних властивостей. Канцерогенні і мутагенні властивості не встановлені. Слабка токсичність купруму пояснюється його проміжним положенням між м'якими і сильними кислотами за характером утворення зв'язків.

Концентрація купруму в навколишньому середовищі може бути лімітуючим фактором розвитку багатьох організмів. Як нестача, так і надмірна кількість цього металу в організмі викликають захворювання у тварин та рослин. Наприклад, відомий факт захворювання домашнього скоту на анемію через нестачу в ґрунті пасовищ з'єднань купруму. Ця ж причина викликає у рослин затримку утворення хлорофілу знижує склад у них вітамінів.

Нестача іонів купруму в організмі здібна блокувати SH-групи білків, а також ферментів, чим порушують їх каталітичну функцію. Солі міді підвищують проникливу здатність мембран, руйнуючи еритроцити; викликають розлад нервової системи, нирок та печінки, знижують імунобіологічну реактивність, подразнюють зуби та слизову оболонку, викликають гастрити, язву шлунка.

У воді токсичність виражена слабше, ніж у інших середовищах, оскільки частина цих іонів зв'язана з нею у вигляді карбонатів і залишається недоступною для гідробіонтів.

У ґрунті з'єднання купруму пригнічують активність нітрофікуючих бактерій, затримуючи мінералізацію азоту, і тим самим знижують врожай сільськогосподарських культур; викликають хлороз у рослин, а також порушується ґрунтова структуроводопроникливість, погіршується водно-повітряний режим.

Існуючі допустимі концентрації шкідливих речовин у воді водних об'єктів, обмежують вміст купруму для водоймищ господарсько-питного водопостачання на рівні $0,1 \text{ г/м}^3$, а для водоймищ рибогосподарського призначення $0,005 \text{ г/м}^3$ [4].

Експериментальна частина та обговорення одержаних результатів. Експерименти щодо встановлення кінетичних закономірностей поглинання іонів Cu^{2+} природним цеолітом проводили в апараті з мішалкою. Для здійснення процесу адсорбції у ємність ($V=1 \text{ дм}^3$) поміщали $0,5 \text{ дм}^3$ досліджуваного розчину з початковою концентрацією іонів $\text{Cu}^{2+} \sim 0,8 \text{ г/дм}^3$ та 30 г глиноплитоліту. Перемішування розчину здійснювали лопатевою мішалкою ($D=0,05 \text{ м}$ $h=0,02 \text{ м}$). Кількість обертів мішалки встановлювалась регулятором ($n=450 \text{ об/хв}$). Обертання мішалки здійснювали електродвигуном, число оборотів визначалось тахометром. Дане число обертів забезпечувало достатній контакт твердих частинок з рідиною.

При температурі $\sim 20 \pm 0,5 \text{ }^\circ\text{C}$ приготований розчин і адсорбент поміщали у ємність, вмикали мішалку, вал якої обертався з фіксованою частотою, що встановлювалась за допомогою регулятора. Через певний час відбирали проби і розчин аналізували на вміст іонів Cu^{2+} . Результати усереднювали трьома відібраними пробами. На основі обчислених даних будували залежності зміни концентрації іонів Cu^{2+} у розчині з часом $C = f(\tau)$, які представлена на рис. 1.

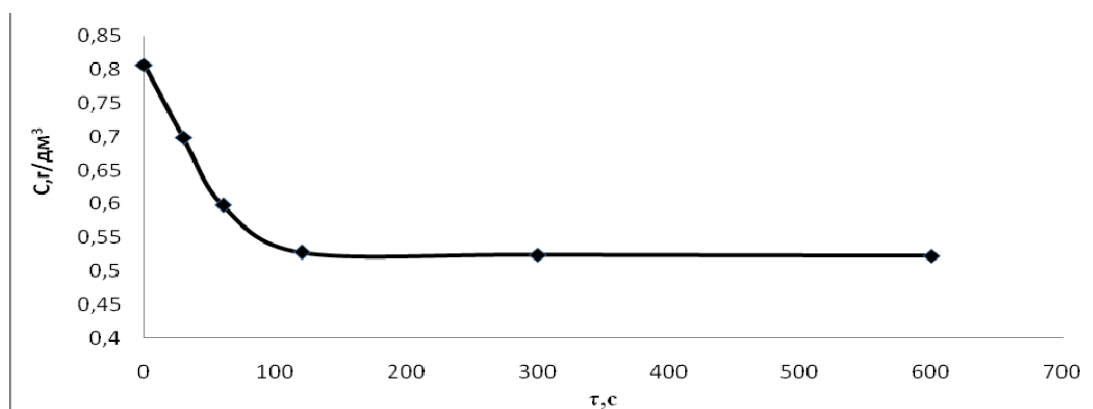


Рис. 1 – Кінетична залежність зміни концентрації іонів Cu^{2+} з часом

На основі загальних закономірностей масообміну в основу теорії адсорбції покладені закони фізико-хімічної і дифузійної взаємодії молекул адсорбтива з молекулами й поверхнею твердих тіл-адсорбентів. Швидкість перенесення речовини, що поглинається, з потоку рідини ядро пористої

структури гранул адсорбента залежить від стадії зовнішньої конвективної дифузії – підведення речовини з потоку до частинок адсорбента; стадії внутрішньої дифузії – переміщення молекул адсорбтиву всередині каналів і пор адсорбенту; стадії адсорбції – процес міжмолекулярної взаємодії адсорбтива з поверхнею адсорбенту [5].

Закономірності масопередачі визначаються властивостями фаз, що беруть участь у процесах. Всередині пор твердої фази діє, як правило, лише механізм молекулярної дифузії. При цьому швидкість перенесення залежить від пористості твердої фази, геометрії капілярів, співвідношення розмірів капілярів і молекул і характеризується коефіцієнтом масопровідності D_m , пропорційним коефіцієнту молекулярної дифузії.

Першою стадією адсорбційного процесу є зовнішньодифузійне перенесення компоненту з об'єму рідини до поверхні зерен адсорбенту. Лише після його концентрування на поверхні створюється різниця концентрацій зовні зерен та всередині пор і починається внутрішньодифузійний процес. Згідно кінетики масообмінних процесів визначенню підлягає як зовнішньодифузійна, так і внутрішньодифузійна область. У даному повідомленні нами розглядається зовнішньодифузійна область, причому для процесу адсорбції вона є досить складною. Її складність полягає в тому, що трудно визначити концентрацію адсорбтива на поверхні зерна, оскільки вона є змінною, а також поверхня з часом є зайнятою адсорбатом і змінює свою величину, здатну до адсорбції. З метою уникнення цих складнощів нами прийнято визначати коефіцієнт масовіддачі у першій короткій проміжок часу, коли концентрацію адсорбтиву у поверхневому шарі можна прийняти рівною нулю, а також поверхню можна вважати рівною поверхні зерен адсорбенту.

Для визначення коефіцієнта масовіддачі використовуємо рівняння масовіддачі:

$$\Delta M = \beta F (C - C_f) \Delta \tau \quad (1)$$

де β — коефіцієнт масовіддачі, м/с; M — маса речовини, що поглинається, кг; C_n — концентрація розчину на межі поділу фаз, кг/м³; C — фактична концентрація речовини в центрі потоку на даний момент часу, кг/м³; F — зовнішня площа міжфазової поверхні, м²; $\Delta \tau$ — час, с.

Значення знаходимо з балансового рівняння:

$$\Delta M = C_n V_n - C_{30} V_{30} = 0,807 \cdot 0,5 - 0,6989 \cdot 0,47 = 0,075 \cdot 10^{-3} \text{ кг.}$$

Поверхню частинок визначаємо на основі середнього діаметра частинок цеоліту, яке для наших дослідів становило $d_p = 1,88 \cdot 10^{-3}$ м [7].

$$F = N \pi d_p^2 = 0,0416 \text{ м}^2$$

Вибираємо час дослідів $\Delta \tau = 30$ с, під час якого концентрація адсорбтива змінювалась з $C_n = 0,807$ г/дм³ до $C_f = 0,6989$ г/дм³. У рівняння (1) підставляємо середньоарифметичне значення \bar{C} , так як зміна концентрацій відбувається за лінійним законом. Концентрацію на поверхні C_n приймаємо рівною нулю $C_n = 0$.

Підставляємо експериментальні значення у формулу (1), знаходимо β :

$$\beta = \frac{\Delta M}{F(C - C_f)} = \frac{0,075 \cdot 10^{-3}}{0,0416(0,753 - 0)} = 7,98 \cdot 10^{-5} \text{ м/с} \quad (2)$$

Нами здійснено спробу теоретичного визначення коефіцієнта масовіддачі на основі теорії локальної ізотропічної турбулентності [6], яка з успіхом використовується для визначення β під час розчинення твердих тіл. За цих умов коефіцієнт масовіддачі рівний

$$\beta = 0,267 (\varepsilon_0 \cdot \nu)^{0,25} Sc^{-\frac{3}{4}} \quad (3)$$

де ε_0 — питома енергія, що подається до рідини під час перемішування, Вт/кг; ν — кінетична в'язкість рідини, м²/с; Sc — число Шмідта.

Для умов дослідів: питома енергія $\varepsilon_0 = 0,237$ Вт/кг, а число $Sc = 1153$

Згідно теоретичної залежності (3) визначена нами величина коефіцієнта масовіддачі буде рівна:

$$\beta = 0,267 (0,237 \cdot 1 \cdot 10^{-6})^{0,25} \cdot (1153)^{-3/4} = 2,99 \cdot 10^{-5} \text{ м/с} \quad (4)$$

Порівняння результату (4) з (2) показує, що β має однаковий порядок, але практично визначене значення є дещо більшим за теоретичне. Це можливо пов'язане з тим, що за даного числа обертів $n = 7,5$ 1/с не досягається ізотропна турбулентність, тобто не всі частинки рівномірно розподілені по об'єму рідини.

Висновки

Отримано кінетичну криву адсорбції купруму кліноптилолітом, яка була використана для визначення коефіцієнту масовіддачі під час процесу адсорбції. Визначено коефіцієнт масовіддачі на основі локальної ізотропної турбулентності та наведено співставлення експериментальних та теоретичних значень.

Література

1. Архіпова Г. І., Мудрак Т. О., Завертана Д. В. Вплив надлишкового вмісту важких металів у питній воді на організм людини. //Вісник НАУ. - 2010. - №1. - С.232-235.
2. Zeolites and Mesoporous Materials at the Dawn of the 21ST Century: In Book of Proceedings-Stud. Surf. Sci. Catal., Vol.135 / Ed. by A. Galarneau, F.Di Renzo, F. Fajula, J. Viedrine. Amsterdam; London; New York; Oxford; Paris; Shannon; Tokyo, 2001.
3. Gomony V., Golub N., Gomony P., Szekeresh K. Preventing from ingress of radionuclides, heavy metals and other dangerous mutagenic factors into human and animal organisms // Book of Proceedings of the International Regional Seminar "Environment Protection: Modern Studies in Ecology and Microbiology". Uzhgorod, 1997. Vol.2. P.90-96.
4. Інженерна геологія. Ч. 1. Навчальний посібник. / І.І. Ваганов, І.В. Маєвська, М.М. Попович. – В.: ВДТУ, 1997. – 101с.
5. Дослідження кінетики адсорбції пектинових речовин шунгітом із соку столового буряка / Т. В. Шейко, Л. М. Мельник, О. С. Марценюк // Харч. пром-сть. - 2011. - № 10/11. - С. 203-207.
6. Брагинский Л. Н., Бегачев В. И., Барабаш В. М. Перемешивания в жидких средах. - Ленинград: Химия, -1984. - 336с.
7. Я. М. Гумницький, О.В. Сидорчук Сорбція іонів купруму на цеоліті різного фракційного складу/ Тез.доп. 2-ий міжнародний конгрес «Захист навколишнього середовища. Енергоощадність. Збалансоване природокористування». - Львів, 2012. – с.155

УДК 664.29:661.71

АНАЛІЗ ЕФЕКТИВНОСТІ НАСАДОК ПРИ РЕГЕНЕРАЦІЇ ЕТИЛОВОГО СПИРТУ У ВИРОБНИЦТВІ ПЕКТИНУ

Бухкало С.І., канд. техн. наук, проф.,

Зіпунніков М.М., канд. техн. наук, ст. викладач

Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут», м. Харків

Встановлено межі навантажень по пару для сітчастих насадок при регенерації етилового спирту. Досліджено перепад тиску газу на одну теоретичну тарілку для різних видів насадок. Розраховано залежності числа теоретичних тарілок в 1 м насадку від навантаження по газу (F-фактор).

The loading limits by steam for the grid capping at ethyl spirit regeneration were established. The gas pressure drop on one theoretical plate for the different types of capping was investigated. Dependences of theoretical plates number in 1 metre of capping from gas loading (F-factor) were calculated.

Ключові слова: пектин, ламельна насадка, теоретична тарілка, регенерація, перфорований аркуш.

Вступ. Пектин не має обмежень по застосуванню і визнаний як корисний нейтральний харчовий продукт, який не створює енергетичного запасу в організмі [1]. У харчовій промисловості Всесвітньою Організацією Охорони здоров'я пектин визнаний абсолютно безпечним продуктом.

Пектин має широкий спектр при застосуванні: 1) в медицині і фармацевтиці, наприклад, у профілактичних цілях при роботі з отруйними речовинами; при захворюванні органів травлення; при поліартритах; при загоєнні ран і опіків; лікуванні променевої хвороби, цукрового діабету, гемофілії, виразок шлунку, простатиту і профілактиці рака товстої кишки; у якості структуроутворювача в лікарських препаратах фармацевтики та ін. 2) для технічних цілей: наприклад, виробництво D-галактуронової кислоти; у геології використовується в якості пектинового клею при бурованні; в текстильній промисловості при обробці тканин; у ливарному виробництві в якості добавки у формувальні суміші, завдяки чому досягається більш висока точність виливків; у металообробній промисловості при загартуванні деталей; у поліграфії при закріпленні друкованих матеріалів та ін.

Виробництво пектину – динамічно зростаючий бізнес з щорічним приростом на 3–4%, його світовий об'єм випуску складає приблизно 28–30 тис. т на рік. Наприклад, російський ринок пектину, дає йому характеристику, як одному з найбільш затребуваних з харчових інгредієнтів – щорічне зростання потреби у пектині на ринку знаходиться на рівні 17 % [2].

Усе перераховане вище говорить про те, що потреба у пектині загалом велика, особливо на забруднених радіонуклідами землях України – спостерігається стабільне зростання обсягу споживання пектину в країні. Цьому сприяє існуюча в інших країнах індустрія пектину, що дозволяє одержувати всілякі його

модифікації. Але, нажаль, можна констатувати, що власне виробництво пектину в Україні, практично, відсутнє – увесь пектин, представлений на нашому ринку – імпортований.

Постановка проблеми. Пектинові речовини в великих або менших обсягах містяться у багатьох частинах рослин – в листях, стеблах, коріннях, плодах та насінні. Локалізовані вони в різних частинах рослинної клітини та виконують різні функції. Розчинний пектин міститься у клітинному соку, соку вакуолей, міжклітинній тканині, а також є запасною речовиною. Пектинові речовини мають велике значення при зберіганні та консервуванні рослинних продуктів. Під дією піктолітичних ферментів та не ферментативних гідролітичних процесів нерозчинні форми пектинів переходять у розчинні, в результаті чого в процесі дозрівання, зберігання плодів та овочів, та їх промислової переробки тканина розм'якшується [3]. Збільшення випуску мармеладних, желейних та консервних виробів базується на застосуванні драглеутворювачів. Важливе місце серед них належить яблучному пектину. Рівень використання яблучних віджимок у виробництві харчового драглеутворювача – пектину складає 9–20 %. Пектин, виділений з диких яблук, має високі біологічні та драглеутворюючі властивості та є цінним продуктом для профілактичного і дієтичного харчування.

Промислові види пектинів класифікують по ступеню етерифікації (СЕ – значно впливає на основні властивості пектинів, що визначають їхнє промислове застосування) – відношенню кількості метоксильних груп до всіх кислотних залишків у молекулі на дві групи: 1) високоетерифіковані – СЕ дорівнює 50 % або більше; 2) низькоетерифіковані – СЕ менш ніж 50 %.

Найвища СЕ, яка може бути досягнута при екстракції пектину з природної сировини, перебуває у межах 75–80 %. Пектинові речовини, отримані з різних рослинних джерел, являють собою порошки без запаху і слизуваті на смакові відчуття, від світло-кремового до коричневого кольору. Цитрусові пектини звичайно світліше яблучних. У вологій атмосфері пектини можуть сорбувати до 20 % води. У надлишку води – розчиняються. Області застосування пектину тільки у харчовій технології мають досить різноманітні приклади: драглеутворювач при виготовленні желейно-пастильних виробів у кондитерській промисловості; добавки лікувально-профілактичної дії для деяких сортів хлібобулочних та макаронних виробів; у хлібопеченні з метою поліпшення якості хліба – для випічки сортів, що не черствіють, для виробництва конфітурів, джемів і інших видів продуктів консервної промисловості; в якості емульгатора при виготовленні майонезу та рідких маргаринів у масложировій промисловості; в якості стабілізатора при виготовленні різних купажованих соків з м'якоттю; у виготовленні морозива, йогуртів, сирів (для збільшення їх водопоглинальної здатності) та інших продуктів молочної промисловості; при вживанні в їжу у вигляді розчинів, гелів, киселів, мусів; у виготовленні дієтичного і лікувально-профілактичного харчування для дітей і дорослих у харчово-концентратній промисловості.

Особливості технології виробництва пектину. У більшості випадків іноземні виробники для одержання пектину використовують класичну технологію. Вона базується на застосуванні сильних кислот (HCl , HNO_3 , H_3PO_4 , H_2SO_4), хлористого алюмінію, гідроокису амонію, суміші спирту з кислотою та спиртів різних концентрацій. Процес протікає при підвищених температурних режимах (45–120 °C) у кислому середовищі при рН 0,5–2,0 з коліваннями часу екстракції і гідролізу від 3 до 6 годин і загальним циклом процесу до 12 і більше годин.

Однією з інноваційних технологій є ферментативний спосіб витягу пектину. Гідроліз рослинної сировини проводять за допомогою мультиензимної композиції комплексу пектолітичних ферментів, що дає можливість одержувати пектини з різними молекулярними масами: високо- і низькоетерифікованими з різними властивостями, з метою їх застосування в різних галузях народного господарства. Доцільний вибір ферментів дозволяє виділити пектин без розщеплення домішок сировини, що підвищує його якість, полегшує його очищення, збільшує вихід [4].

Така технологія вигідно відрізняється від класичної: заміна кислотного гідролізу сировини ферментативним, тобто використанням біокатализаторів, пом'якшує тепловий режим процесу (замість 95 °C гідроліз протікає при 50–60 °C); зберігає біологічно-активні властивості пектину; знімає особливі вимоги до матеріалу устаткування та дозволяє використовувати стандартизоване устаткування; забезпечує сприятливі умови праці та організацію екологічно чистого проведення процесу, а також дозволяє знизити витрати на організацію виробництва.

Слід підкреслити, що незалежно від вибору способу виробництва і технології отримання пектину треба враховувати особливості фізико-хімічних властивостей пектину (таблиця, ГОСТ 29186–91), * – у перерахунку на фактичну масу сировини [5].

Таблиця – Фізико-хімічні властивості пектинів з різної рослинної сировини

Показник	Гарбуз	Яблука АРА 103	Яблука АРА 104	Цитруси АРА 105LV
Масова доля вологи, %	7,3	8,6	7,8	8,1
Масова доля пектинових речовин, %, *	80,8±0,4	59,1±0,5	49,5±0,1	49,4±0,3
Масова доля полігалактуронової кислоти, %, *	80,65	72,92	59,38	55,48
Масова доля фенольних речовин, мг ЕГК/г	1,04±0,05	2,41±0,01	1,48±0,01	0,014±0,02
Ступінь етерифікації, %	72,3±0,6	70,6±0,3	64,0±0,5	58,9±0,4
Динамічна вязкість 1 % розчину при T=23 °C, сП	37,90	18,10	12,00	7,04

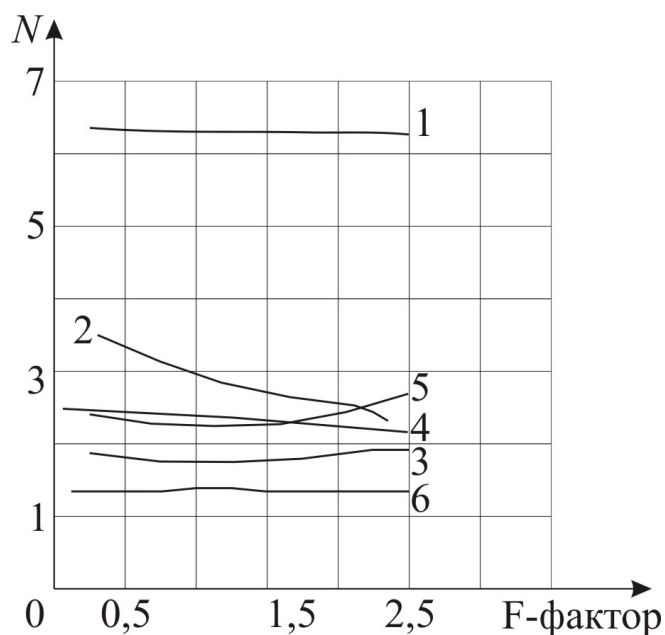
Молекула пектинових речовин у водяних розчинах перебуває в колоїдній формі, має негативний заряд і оточена полярними диполями води. Дія органічних коагулянтів зводиться до переорієнтації диполів гідратної оболонки навколо пектинових молекул на полярні молекули органічного розчинника, що приводить до звуження гідратної оболонки й, отже, до зближення ядер колоїдів, тобто молекул пектинових речовин між собою, встановленню міжмолекулярних зв'язків і, як наслідок, до спонтанного осадження пектину з розчину. Проведені дослідження [6, 7] по добору оптимального органічного коагулянту для пектину різного походження показали перевагу використання етилового спирту, який забезпечує значне збільшення виходу пектину з необхідними фізико-хімічними показниками. Найвища драглеутворююча здатність пектину досягається при осадженні етиловим спиртом концентрацією 96 об. %. Пектин, осаджений таким спиртом, має гарні реологічні властивості, має волокнисту структуру та легко піддається пресуванню, здрібнюванню та сушінню.

Результати експериментальних досліджень. У виробництві пектину на етапі його осадження використовують велику кількість етанолу (до 100 т етанолу на 1 т товарного пектину). Після осадження відфільтрований та нейтралізований водний розчин етанолу концентрацією від 50–60 % мас. піддається регенерації перегонкою в ректифікаційних колонах. Велике значення приділяється зниженню вартості процесу перегонки шляхом пошуку його оптимальних параметрів – це одна з цілей нашої роботи.

Процес ректифікації здійснюються періодично або безперервно при різних тисках: під атмосферним тиском або під вакуумом – для розподілення сумішей висококиплячих речовин, а також під тиском більше атмосферного – для розподілення сумішей, що являються газоутворюючими при помірних температурах. У даній ректифікаційній колоні контактуючим елементом є тарілки провального типу. Експериментально розроблені оптимальні технологічні параметри відбору пектинових речовин: співвідношення яблучних віджимок та екстрагенту 1:10; температура процесу 95–98 °C; рН середовища 1,8–2,0; тривалість процесу гідролізу – 1 година. Насадка з гофрованих матеріалів була створена виходячи з основної вимоги, що висувається до насадкових тіл, призначених для вакуумної ректифікації: рівномірне розподілення кількості рідини та великої кількості пари по всьому перетину апарата для досягнення високої ефективності при низькому гідравлічному опорі.

Гідродинамічні дослідження по визначенню опорі зрошуваної насадки проводились на лабораторній ректифікаційній установці в ЗАТ УКРНДІХІММАШ. Було досліджено декілька видів блоків насадок з гофрованих матеріалів: 1 – з гладкого листа; 2 – з гладкого листа з прорізами; 3 – з перфорованого листа; 4 – з перфорованого листа з крупним гофром; 5 – з тканиї сітки ламельна; 6 – з тканиї сітки рулонна.

Розподільча властивість теоретичних тарілок на 1 м висоти (рис.) становить: ламельна насадка з тканиї сітки 6–7; рулонна насадка з тканиї сітки 3–4; ламельна насадка з листа без прорізів 2–3; ламельна насадка з листа з прорізами 3–2; ламельна насадка з перфорованого листа 2–3; ламельна насадка з перфорованого листа з крупним гофром 1–2.



1 – ламельна з сітки; 2 – рулонна з сітки; 3 – з аркуша без прорізів; 4 – з аркуша з прорізами; 5 – з перфорованого аркуша; 6 – з перфорованого аркуша з великим гофром

Рис. 1 – Залежність числа теоретичних тарілок (N) від навантаження по пару (F-фактор) в 1 м різних типів насадок

Перепад тиску на одну теоретичну тарілку від навантажень по газу становить: ламельна насадка з сітки $\Delta P/TT = 5\text{--}65$ Па; насадка рулонна з сітки $\Delta P/TT = 10\text{--}120$ Па; насадка з аркуша без прорізів $\Delta P/TT = 12\text{--}125$ Па; насадка з аркуша з прорізами $\Delta P/TT = 3\text{--}135$ Па; насадка з перфорованого аркуша $\Delta P/TT = 10\text{--}100$ Па; насадка з перфорованого аркуша з крупним гофром $\Delta P/TT = 5\text{--}85$ Па.

Дослідження масообмінних характеристик регулярних насадок проводились на тій же установці, що і гідродинаміка зрошуваних насадок, з тією лише різницею, що у куб колони заливалася суміш водного розчину етанолу з концентрацією етанолу ~ 50 об. %. Після обробки експериментальних даних, отриманих для кожного типу насадок, були встановлені залежності числа теоретичних тарілок в 1 м насадки від навантаження по газу (F-фактор). Дані, отримані при гідродинамічних випробуваннях, спеціальної методики обробки не вимагали. З таблиць вимірів будувались графіки залежності перепаду тиску на 1 м насадки від швидкості повітря (пари), переведеної у F-фактор ($\text{кг}^{0,5}/\text{с}\cdot\text{м}^{0,5}$):

$$F\text{-фактор} = W \cdot \sqrt{\rho},$$

де W – швидкість потоку, м/с; ρ – густина пари, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Межі вимірювання навантажень по пару при F-факторі від 0,5 до 3,5: 1) $W = 1\text{--}2$ м/с, $\rho = 0,8\text{--}2$ $\text{кг}/\text{м}^3$, F-фактор = 1–3; 2) $W = 4\text{--}10$ м/с, $\rho = 0,3\text{--}1$ $\text{кг}/\text{м}^3$, F-фактор = 0,1–1; 3) $W = 0,1\text{--}1$ м/с, $\rho = 8\text{--}30$ $\text{кг}/\text{м}^3$, F-фактор = 3–3,5. При тиску, швидкості, щільності F-фактор однаково показниковий. Для тарілок F-фактор дорівнює 1–3, для насадок F-фактор становить 1,5–4.

Практична ефективність кожної насадки постійна при збільшенні швидкості газу. Найбільшу ефективність має насадка з гофрованої сітки, найменшу – насадка з перфорованого аркуша з великим гофром (6). При однаковому гофрі (10 мм) у насадках з листових матеріалів найбільш ефективною є насадка з гофрованого перфорованого матеріалу, найменш ефективною – насадка без перфорацій.

При відгоні спирту, використаного для осадження пектину, одержують цукристі речовини, органічні кислоти, барвники та ароматизатори. Вони мають вигляд фруктових екстрактів, які можна застосовувати в харчовій промисловості в якості стабілізаторів, барвникових речовин і підсолоджувачів. Яблучні екстракти можна використовувати для одержання питного і технічного спирту. Вичавки після екстракції пектину сушать і гранулюють. Завдяки високому утримуванию поживних речовин вони йдуть на корм худобі – тобто можна визначити можливість утворення сучасного комплексного інноваційного безвідходного виробництва. Результати дослідження показали, що висока розподільча властивість ламельної насадки з гофрованої тканиної сітки обумовлена гарно розвиненою поверхнею контакту фаз: рідинна – за рахунок капілярного ефекту, виникаючого у чарунках сітки, газова – за рахунок турбулізації газу в системі перетину каналів.

Висновки. Відповідно до цілей експерименту визначені наступні гідродинамічні та масообмінні характеристики у колонні з регулярною насадкою з гофрованих сітчастих та листових матеріалів у процесі регенерації етилового спирту при виробництві пектину з сирих яблучних віджимок: дослідження і визначення гідравлічного опору одного метру сухої та зрошуємої насадки для різних швидкостей газу; дослідження процесу масообміну при різних навантаженнях по газовій і рідинній фазах; проведення порівняльної оцінки насадки з гофрованої сітки з насадками з інших гофрованих матеріалів; визначення можливості спрямованого виготовлення і галузей використання насадок з гофрованих листових матеріалів. Експериментально розроблені оптимальні технологічні параметри відбору пектинових речовин: співвідношення яблучних віджимок та екстрагенту, температура процесу, рН середовища та тривалість процесу гідролізу. Під час досліджень встановлена залежність (F-фактор), яка характеризує межі вимірювання навантажень по парі та змінюється від 0,5 до 3,5.

Слід відмітити, постійне зростання попиту на пектин, що, насамперед, пов'язане з факторами: відмови споживачів від штучних харчових добавок і генномодифікованих продуктів; збільшення попиту на готові продукти і напівфабрикати, і в той же час зростання вимог до екології продуктів, їх смаку, малому вмісту жиру та цукру; зростання споживання натуральних і функціональних інгредієнтів та зміни у технології харчових виробництв з боку виробників харчових продуктів. Ці фактори стимулюють розвинути досліджень з метою розробки сучасної великотоннажної технології отримання пектинів з різноманітної рослинної сировини та впровадження її на Україні.

Література

1. Турахожаева М.Г. О структуре и свойствах яблочного пектина / М.Г. Турахожаева, М.А. Ходжаева, Н.Д. Бурханова // Химия природных соединений. – 1997. – № 6. С. 792–796.
2. Бутова С.Н. Инновационная технология производства пектина в России / С.Н. Бутова, Д.В. Гаврилова, Ю.В. Махова // Вестник Российской академии естественных наук. – 2012. – № 3. – С. 43–46.
3. Карпович Н.С. Пектин. Производство и применение / Н.С. Карпович, Л.В. Донченко, В.В. Нелина. Под редакцией К.С. Карпович. – К.: Урожай, – 1989. – 88с.
4. Грачева И.М., Бутова С.Н., Типисева И.А., Эль-Регистан Г.А. Теоретические основы биотехнологии. – М.: Элевар, – 2003. – 553с.
5. Лисицкая К.В. Сравнительный анализ антиоксидантных свойств пектинов из различного растительного сырья / К.В. Лисицкая, А.А. Торкова, И.В. Николаев, Т.В. Федорова, О.В. Королева, М.А. Михалева // Пищевая промышленность. – 2012. – № 12. – С. 64–66.
6. Патент 2153264 Россия, МКИ 7 А 23 L 1/0524 Способ получения пектина / А.М. Богус, В.В. Кондратенко, Г.Н. Тлехурай. № 99116220/13; заявл. 20.07.99; опубл. 27.07.00; Бюл. № 21.
7. Моисеева В.Г. Влияние способа осаждения на качественные характеристики пектиновых препаратов / В.Г. Моисеева, Г.М. Зайко, И.А. Медведев, И.А. Водянов // Изв. вузов. Пищевая технология. – 1974. – № 2. – С.79-81.

УДК 664.002.5

ДОСЛІДЖЕННЯ РОБОТИ РОТОРНО-ПЛІВКОВОГО АПАРАТУ З ВИСХІДНИМ ПОТОКОМ

Зубрій О. Г. к-т техн. наук, доцент, **Давидов А.С.** магістрант
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

Проведено експериментальне дослідження гальмівного впливу стінки на рідину в роторно-плівковому апараті при висхідному потоці.

Experimental researches of effect of brake fluid side of panel on rotary film apparatus in upward flow.

Ключові слова: роторно-плівковий апарат, висхідний потік, гальмівний ефект.

Keywords: rotary film apparatus, upward flow, brake effect.

Загальною науковою проблемою є задоволення потреб хімічної та харчової промисловості, в зв'язку з продовольчою кризою, яка гостро постала в третьому тисячолітті. Здоров'я кожної людини і нації в значній мірі визначається типовим раціоном харчування, оскільки воно є одним з найважливіших факторів, що визначають здоров'я людини. Правильне харчування забезпечує нормальний ріст і

розвиток, сприяє продовженню життя, підвищенню працездатності, профілактиці захворювань, створює умови для адекватної адаптації до навколишнього середовища. Тому виникає необхідність збільшення якості обробки сировини. Проблемою є складність обробки термолабільних і речовин, що піняться, якими є більшість харчових продуктів, зазвичай вони оброблюються в роторно-плівкових апаратах, для яких проблемним є забезпечення суцільності падаючої плівки, особливо в верхній частині апарату. Тому розроблення більш ефективних типів роторно-плівкових апаратів є актуальним.

Реалізація цих задач пов'язана з зміною напрямку руху плівки на висхідний, тобто забезпечення прямого потоку пари та рідини. Внаслідок цього досягається нерозривність плівки по всій висоті апарату.

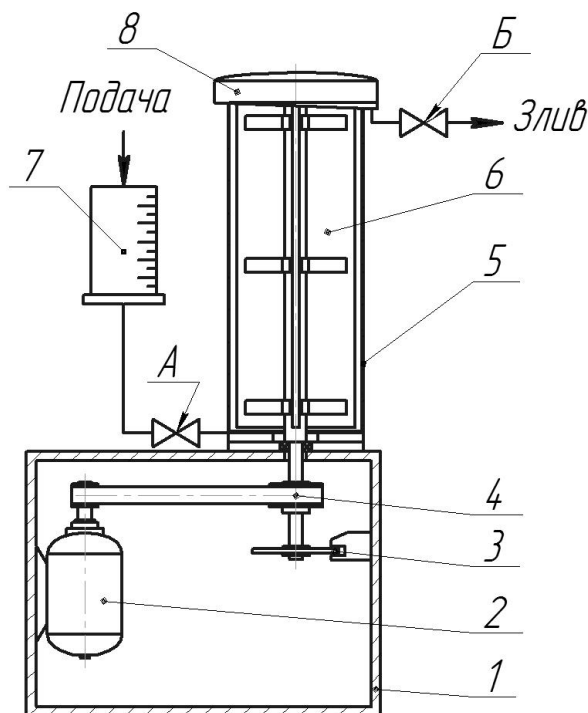
Постановка задачі та аналіз попередніх досліджень. Існують апарати з висхідним потоком які вимагають застосування довгих труб та певних гідродинамічних умов [1]. У випадку коли необхідно забезпечити рівномірну товщину плівки, випаровувати в'язкі та речовини які кристалізуються, використання плівкових апаратів не рекомендовано [2], тому використовують роторно-плівкові апарати.

Використання роторно-плівкового апарату з висхідною плівкою гарантує рівномірне розподілення плівки, та максимальну щільність зрошення за рахунок нерозривності потоку по всій висоті апарату. В даний час не досконально дослідженні роторно-плівкових апаратів з висхідною плівкою, тому подальше вивчення є актуальне.

Метою статті є: експериментальне дослідження впливу кількості обертів ротора та об'єму рідини, яка знаходиться в апараті на висоту підйому рідини при обертанні, визначення гальмівного впливу стінки.

Виклад основного матеріалу

Досліди проводились на експериментальній установці роторно-плівкового апарату з жорстко закріпленими лопатями, зображеній на рис. 1. Як робочу речовину використовували воду.



1 – корпус, 2 – двигун, 3 – тахометр, 4 – ремінна передача, 5 – прозора стінка РПА, 6 – ротор РПА, 7 – мірна колба, 8 – збірник, А,Б – запірні арматури.

Рис. 1 – Експериментальна установка

На практиці було досліджено вплив кількості обертів та об'єму рідини, яка знаходиться в апараті від висоти на який вона піднімається при обертанні, залежність зображено на рис 2.

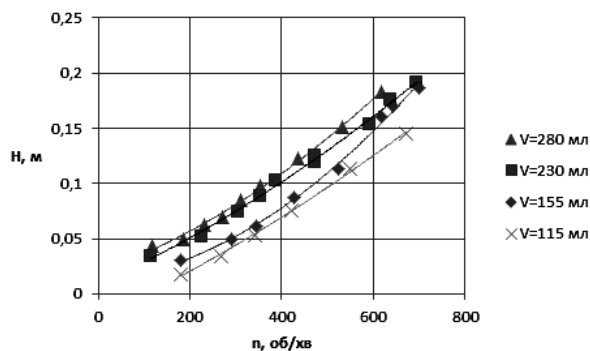


Рис. 2 – Залежність впливу частоти обертання та об'єму рідини на висоту зрошення поверхні

Відомо, що при обертанні стінки рідина підніметься на висоту $h_{ц}$. В нашому випадку коли стінка нерухома, а лопаті надають обертового руху рідині, рівень $h_{дос}$ на який підніметься рідина буде меншим:

$$h_{ц} = h + \frac{\omega^2 R^2}{4g} > h_{д},$$

де h - рівень залитої рідини, ω – кутова швидкість, R – радіус стінки.

Характер руху рідини у обох випадках однаковий, але при обертанні рідини помічається гальмівний вплив на неї нерухомої стінки:

$$h_{р} = K h_{ц},$$

де K - коефіцієнт гальмівного впливу.

Встановлена залежність коефіцієнта гальмівного впливу циліндричної стінки від частоти обертання:

$$K = 1,451\omega^{-0,22}.$$

Порівняння розрахункової величини $h_{р}$ з дослідною висотою підйому рідини $h_{дос}$ (рис. 3), свідчить про задовільну збіжність результатів (коефіцієнт кореляції 0,97).

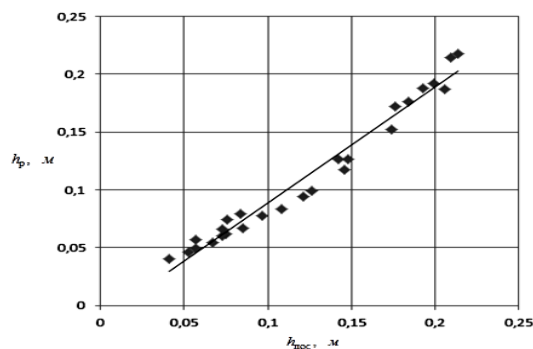


Рис. 3 – Визначення збіжності результатів досліджень

Висновки і перспективи подальших досліджень. Проведені експерименти дали змогу визначити гальмівний вплив циліндричної стінки на висоту яку піднімається рідина. Отримані результати можуть бути використанні для проектування роторно-плівкових апаратів та подальшого дослідження роторно-плівкових апаратів з висхідною плівкою.

Література

1. Василюк І. М., Сабуров А. Г. Роторно-пленочные аппараты в пищевой промышленности.- М.: Агропромиздат, 1989. -136 с.
2. Пленочная тепло - и массообменная аппаратура (процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии) / Под ред. В. М. Олевского.- М.: Химия, 1988.-240с.

УДК 66.021

РОЗРОБКА АЛГОРИТМУ ГІДРОДИНАМІЧНОГО РОЗРАХУНКУ ВИХРОВИХ ГРАНУЛЯТОРІВ

Артюхов А.Є., канд. техн. наук, доцент,
Сумський державний університет, м. Суми

Показано актуальність застосування грануляторів з вихровими потоками в промисловості. Наведено основні етапи алгоритму гідродинамічного розрахунку вихрового гранулятора та його результати.

The topicality of granulators with vortex flows application in the industry is shown. The basic stages of the hydrodynamic algorithm calculating of the vortex granulator and its results are presented.

Ключові слова: вихровий гранулятор, гідродинамічний розрахунок, швидкість, траєкторія.

На сьогодні питанням підвищення питомої потужності грануляційного обладнання приділяється достатньо багато уваги [1]. Це зумовлено рядом причин:

- моральне старіння існуючої техніки;
- перехід від екстенсивних методів одержання продукції до інтенсивних;
- підвищення вимог до якості продукції;
- впровадження енергоощадних технологій та ін.

Інтенсифікація роботи обладнання грануляційних установок може значно скоротити витрати на його обслуговування і ремонт, а також на одержання готової продукції при збереженні або підвищенні її якості [2].

Одним із методів зменшення габаритів грануляційного обладнання є підвищення відносної швидкості руху суцільної та дисперсної фаз [3]. Цього можна досягти за рахунок застосування вихрових і високотурбулізованих потоків [4]. Підвищення продуктивності (навантаження по фазах) для таких апаратів з такою організацією руху потоків призводить до меншого відносного зростання габаритних розмірів і витрат енергії порівняно з апаратурою з іншою організацією руху потоків.

Актуальність дослідження гідродинаміки вихрових грануляторів пов'язана з тим, що характер руху потоків в них в них може вельми істотно впливати на інтенсивність протікання процесу і якісні показники готової продукції [5,6]. Застосування вихрових грануляторів дозволяє одержувати необхідні гідродинамічні режими руху потоків залежно від вимог, що пред'являються до здійснення процесу (низька міцність матеріалу, необхідність отримання продуктів певних фракцій або розділення продукту на фракції, отримання продукції різного розміру в межах одного апарату, продукції з особливими властивостями і т.п.).

Використання вихрових потоків покладено в основу вдосконалених конструкцій грануляторів:

- вихровий гранулятор для гранулювання рідких матеріалів з вібраційним розпиленням розплаву [7];
- вихровий гранулятор для гранулювання рідких матеріалів з двома зонами контакту теплоносія і гранул [8]
- вихровий гранулятор для одержання гранул пористої структури шляхом попереднього зволоження з подальшою термообробкою [9];
- вихровий гранулятор для одержання гранул пористої структури шляхом попереднього зволоження та первинної термообробки висхідним потоком теплоносія [10].

Представлена робота присвячена обґрунтуванню можливості створення алгоритму управління рухом дисперсної фази в робочому просторі грануляційного пристрою, на підставі якого буде визначена його оптимальна конструкція з мінімальними габаритами.

Визначення гідродинамічних характеристик вихрового гранулятора (загальна методика розрахунку представлена на рисунку 1, алгоритм обчислення - на рисунках 2, 3) є частиною загальної методики інженерного розрахунку, який включає також тепломасообмінну складову, яка визначає необхідний час гранулювання при заданих гідродинамічних характеристиках здійснення процесу. Аналіз та узагальнення одержаних результатів гідродинамічного розрахунку дозволить вибрати оптимальну конфігурацію робочого простору вихрового апарату, спосіб створення закрученого газового потоку, спосіб завантаження і вивантаження дисперсної фази, основні технологічні параметри роботи грануляційної установки. Результати розрахунку процесів тепломасообміну при гранулюванні дозволить провести уточнення конструктивних характеристик вихрового гранулятора.

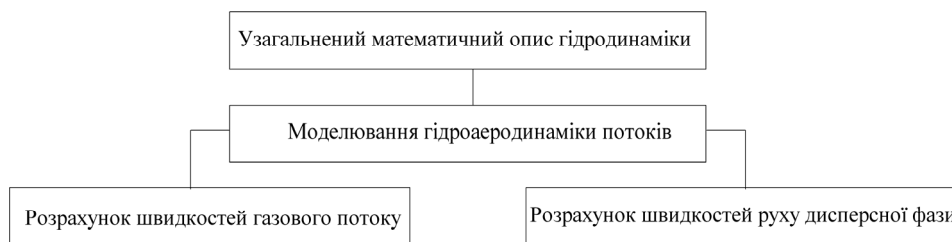


Рис. 1 – Основні етапи розроблення методики гідродинамічного розрахунку вихрового гранулятора

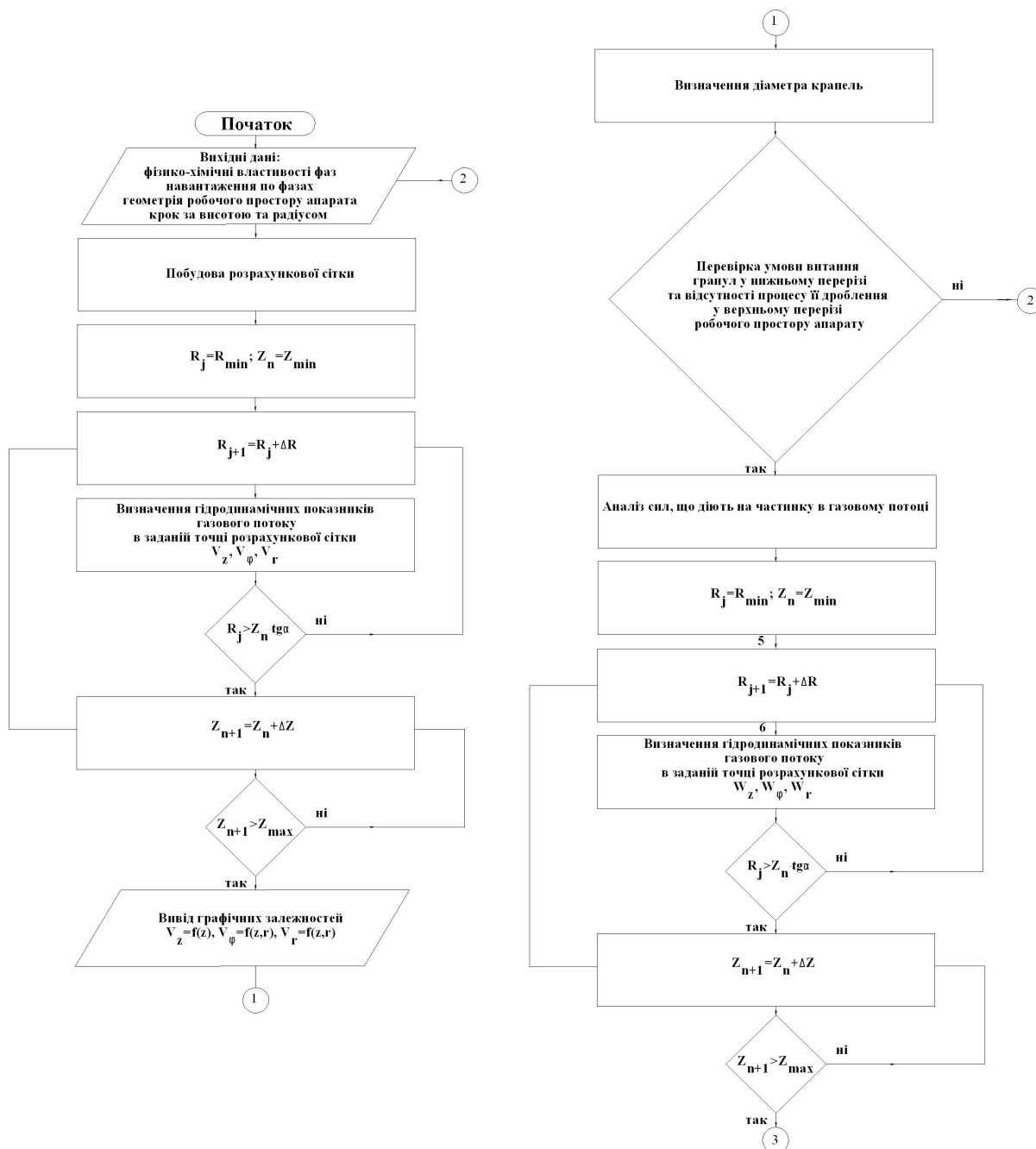


Рис. 2 – Блок-схема гідродинамічного розрахунку вихрового гранулятора

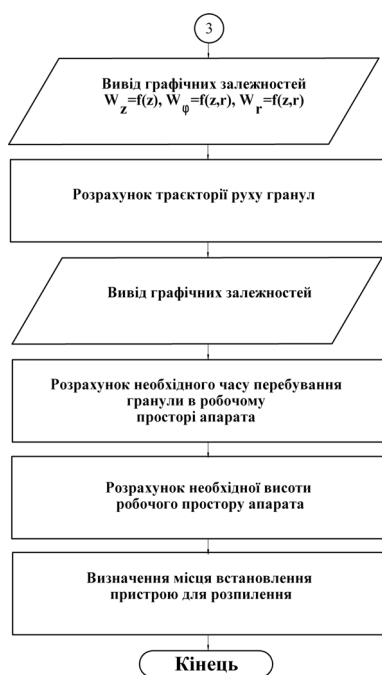


Рис. 3 – Блок-схема гідродинамічного розрахунку вихрового гранулятора (продовження)

Результатами розрахунку за розробленим алгоритмом є:

- поля швидкостей руху закрученого газового потоку та дисперсної фази (краплі або гранули) в робочому просторі вихрового гранулятора (рисунк 3);
- умови рівноваги дисперсної фази в потоці суцільної фази;
- умови відсутності деформації та дроблення дисперсної фази в потоці суцільної фази;
- траєкторії руху дисперсної фази при різних початкових умовах (кут і напрямок вильоту, початкова швидкість витікання, напрям відносного руху потоків), технологічних параметрах роботи грануляційного апарату, його конструктивному виконанні;
- час перебування дисперсної фази в грануляційному апараті.

Наведений алгоритм розрахунку гідродинамічних характеристик роботи вихрових грануляційних пристроїв дозволяє спрогнозувати поведінку краплі (гранули) з моменту її вильоту з пристрою для диспергування (форсунка, гранулятор плаву) до закінчення процесу кристалізації.

Представлені переваги малогабаритних вихрових грануляторів відкривають широку область їх застосування, але для кожного процесу необхідне більш докладне вивчення гідродинаміки потоків і розробки алгоритму інженерного розрахунку за результатами опису фізичної моделі, експериментальних досліджень, математичного і

комп'ютерного моделювання і оптимізаційного розрахунку обладнання.

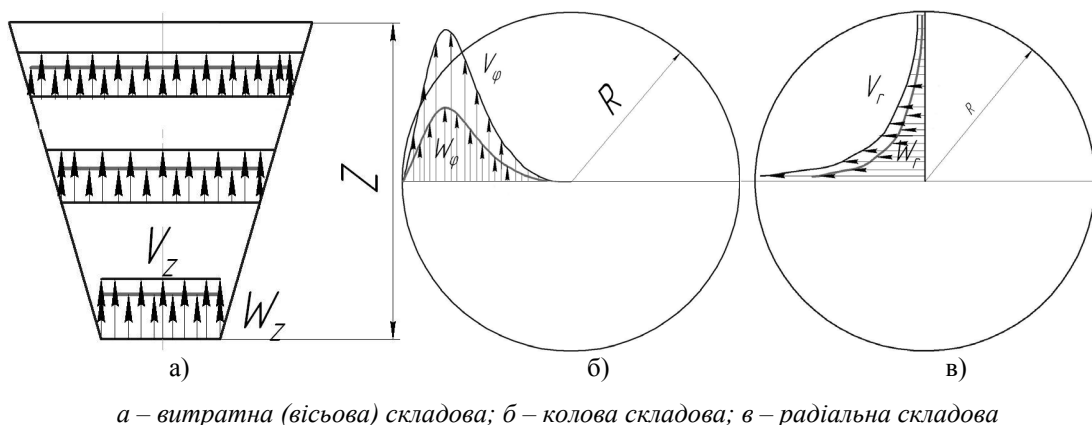


Рис. 3 – Характер розподілення складових швидкості руху закрученого газового потоку (V) та дисперсної фази (W) в робочому просторі вихрового гранулятора

Література

1. Артюхов А.Є. Сучасний стан технології гранулювання у вітчизняному виробництві. Високоєфективне малогабаритне обладнання для проведення процесу гранулювання / А.Є. Артюхов // Сучасні проблеми технології неорганічних речовин: тези доповідей III Української науково-технічної конференції з технології неорганічних речовин. – Дніпропетровськ: УДХТУ, 2006. – С. 320–321.
2. Артюхов А.Є. Деякі напрями зменшення габаритних розмірів грануляційного обладнання в сучасній хімічній промисловості / А.Є. Артюхов, В.І. Склабінський // Матеріали II Міжнародної науково-практичної конференції «Дни науки - 2006». Том 33. – Хімія та хімічні технології. – Дніпропетровськ: Наука і освіта, 2006. – С. 34–37.

3. Артюхов А.Е. Высокоэффективные вихревые аппараты в малотоннажных производствах гранулированных продуктов / А.Е. Артюхов, В.И. Склабинский // Химические реактивы, реагенты и процессы малотоннажной химии: сб. научных трудов XX Международной научно-технической конференции. – Минск, 2008. – С. 272–277.
4. Артюхов А.Є. Перспективи отримання гранул з особливими властивостями в малогабаритних вихрових апаратах / А.Є. Артюхов, О.О. Ляпощенко, В.І. Склабінський // “Вісник СумДУ. Серія: Технічні науки”. - 2009. - №4. – С. 14-21.
5. Склабінський В.І. Розрахунок гідродинамічних параметрів закручених потоків у вихрових грануляторах аналітичним методом / В.І. Склабінський, А.Є. Артюхов // Вісник Сумського державного університету. – 2008. – № 3. – С. 62–70.
6. Склабинский В.И. Определение гидродинамических характеристик дисперсной фазы в малогабаритных вихревых аппаратах / В.И. Склабинский, А.Е. Артюхов // Вісник Кременчуцького державного політехнічного університету імені Михайла Остроградського - Кременчук: КДПУ, 2009. – Вип. 6/2009 (59) частина 1. – С. 196-201.
7. Патент №29950 Україна, МПК (2006) B01J2/16. Пристрій для гранулювання рідкого матеріалу / А.Є. Артюхов, В.І. Склабінський, А.С. Стеценко; заявник та патентовласник Сумський державний університет. – №u200512066; заявл. 15.12.2005; надрук. 11.02.2008, Бюл. № 3.
8. Патент №82754 Україна, МПК (2006) B01J2/16. Спосіб гранулювання рідкого матеріалу та пристрій для його здійснення / А.Є. Артюхов, В.І. Склабінський; заявник та патентовласник Сумський державний університет – №a200608137; заявл. 20.07.2006; надрук. 12.05.2008, Бюл. № 9.
9. Патент №90798 Україна МПК (2009) B01J2/16, B01J8/08, B01J8/18. Спосіб отримання гранул пористої структури та пристрій для його здійснення / Артюхов А.Є., Склабінський В.І., Жеба К.В. - №a200812720; заявл. 30.10.2008; надрук. 25.05.2010, Бюл. №10, 2010р.
10. Патент №99023 Україна МПК (2012.01) B01J2/16 (2006.01), B01J2/00. Спосіб отримання гранул пористої структури та пристрій для його здійснення / Артюхов А.Є., Склабінський В.І.. - №a201014887; заявл. 13.12.2010; надрук. 10.07.2012, Бюл. №13, 2012р.

УДК 66.074.1:547.912

ФАЗОВА РІВНОВАГА ГАЗОРІДИННИХ СИСТЕМ ПРИ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧІЙ СЕПАРАЦІЇ

Ляпощенко О.О., канд.техн.наук., докторант
Настенко О.В., аспірант
Сумський державний університет, м. Суми

Розглянуто умови фазової рівноваги газорідинних сумішей в процесі інерційно-фільтруючої сепарації, визначено основні параметри, що впливають на ефективність процесу розділення газових потоків з краплинною рідиною.

Conditions of phase balance of gas-liquid mixes in the course of inertial filtering separation are considered, the key parameters influencing efficiency of process of division of gas streams with drop liquid are determined.

Ключові слова: газорідинний потік, процес, рівновага, константа фазової рівноваги, термодинамічні параметри, рівняння стану.

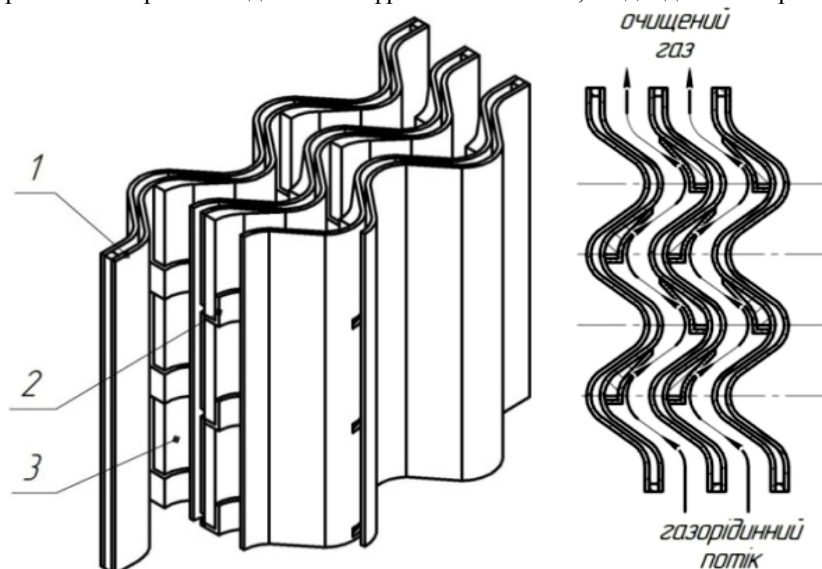
Природний газ, що видобувається зі свердловин, являє собою газорідинну систему до складу якої входить велика кількість краплинної рідини, що складається з мінералізованої води та газового конденсату, а також пароподібної вологи. Тому такі газоконденсатні суміші перед подачею в магістральні трубопроводи або технологічні лінії піддають сепарації, що включає відділення механічних домішок, вологи і вуглеводневого конденсату.

Одним із найбільш перспективних способів підготовки природного газу до транспортування є інерційно-фільтруюча сепарація, що поєднує переваги як інерційного, так і фільтруючого методів розділення газорідинних систем.

Метою даної статті є опис процесів та основних параметрів, що характеризують газорідинні системи при інерційно-фільтруючій сепарації, та їх вплив на ефективність сепарації.

В пакет жалюзійних пластин сепаратора підводиться газорідинний потік, що містить високодисперсну краплинну рідину, який направляється в криволінійні сепараційні канали, при проходженні яких, під

дією інерційних сил, траєкторія руху краплин рідини, що рухаються зі значною швидкістю, відхиляється від скривленої лінії струму газового потоку, і краплі рідини направляються в шар смуг із волокнистого матеріалу фільтруючого елемента. Фільтруючі елементи насичуються вловленою рідиною, яка збирається у жолобах, направляється до криволінійних дренажних каналів, закритих для газового потоку, стікає плівкою по внутрішнім поверхням подвійних гофрованих пластин, і відводиться з пристрою [1, 2].



1 – подвійні гофровані пластини, 2 – жолоби для сепарованої рідини, 3 – фільтруючі елементи.

Рис. 1 – Схема руху газорідинного потоку секціями інерційно-фільтруючого сепаратора

При моделюванні процесів переробки газорідинних сумішей важливою є задача опису та визначення умов фазової рівноваги аеродисперсних систем.

Згідно з законом збереження мас рівняння матеріального балансу для одного моля газорідинної суміші та для кожного її компонента мають вигляд:

$$V + L = 1 \tag{1}$$

$$V \cdot y_i + L \cdot x_i = z_i \tag{2}$$

$$\sum_{i=1}^n y_i = \sum_{i=1}^n x_i = \sum_{i=1}^n z_i = 1 \tag{3}$$

- де V – мольна доля газової фази в суміші;
- L – мольна доля рідкої фази в суміші;
- y_i – мольна доля i -го компонента в газовій фазі;
- x_i – мольна доля i -го компонента в рідкій фазі;
- z_i – мольна доля i -го компонента в суміші.

Основною умовою фазової рівноваги будь-якої системи є рівність температур, тисків і хімічних потенціалів кожного її компонента. При цьому рушійною силою процесу масопередачі в газорідинній системі є різниця хімічних потенціалів одного і того ж компонента в різних фазах, аналогічно як різниця температур – в процесах теплопередачі. Рівновага між фазами системи настає, коли при незмінних температурах та тисках різниця термічних потенціалів прямує до нуля.

В процесах розділення газорідинних систем для визначення ходу процесу та основних термодинамічних параметрів найбільш зручною є температурно - ентропійна діаграма (T-S діаграма) [3].

Критична точка K є дуже важливим параметром фазового стану системи, її положення на діаграмі визначає критичні параметри стану системи рідина – пар. З наближенням до критичного стану відмінності в густині, складі і інших властивостях співіснуючих фаз, а також теплота фазового переходу і міжфазний поверхневий натяг зменшуються і в критичній точці дорівнюють нулю.

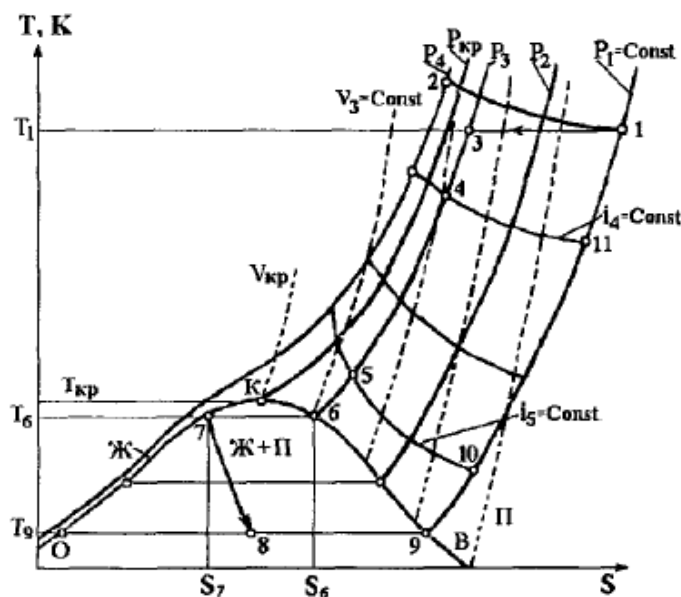


Рис. 2 – Основні лінії зміни параметрів стану та фазових переходів на T-S діаграмі

Необхідною умовою ефективного проходження процесів розділення газорідних сумішей є наявність у газовому потоці, що надходить до сепараційних каналів, вологи у вигляді крапель. Отже, як видно з діаграми, термодинамічні параметри системи повинні потрапляти в область під лінією ОКВ, тобто область одночасного існування рідкої та газової фаз. Мається на увазі, що температура та тиск системи повинні бути нижчими критичних значень.

Індивідуальні речовини, що складають газорідний потік мають різні критичні параметри, тому при зміні термодинамічних характеристик системи (а особливо при підвищенні тиску та зниженні температури), окремі компоненти можуть конденсуватися. Цей факт має позитивний вплив на ефективність інерційно-фільтруючої сепарації.

При зниженні температури системи знижується пружність парів насичених компонентів, при цьому система стає нерівноважною і частина речовин переходить в рідку фазу у вигляді дрібнодисперсних крапель. Тобто у газорідній суміші відбувається процес парціальної конденсації.

Для того щоб відбулася конденсація одного з компонентів газорідної суміші його парціальний тиск повинен відповідати пружності пари при даній температурі. При цьому сконденсовані краплі будуть знаходитися в рівновазі з газовою сумішшю.

Отже, для кожного компонента газорідної системи можна записати умову його рівноважного розподілу між фазами:

$$K = y_i / x_i \tag{4}$$

Де K - константа фазової рівноваги для даного компонента.

Як бачимо з рівняння (3), сума долей компонентів в газовій та рідкій фазах повинна дорівнювати одиниці. При цьому з урахуванням рівнянь (2) та (4) можна записати:

$$\sum_{i=1}^n y_i = 1 = \sum_{i=1}^n \frac{1}{V_i} \cdot \frac{K_i \cdot z_i}{K_i + L_i/V_i} \tag{5}$$

$$\sum_{i=1}^n x_i = 1 = \sum_{i=1}^n \frac{1}{V_i} \cdot \frac{z_i}{K_i + L_i/V_i} \tag{6}$$

Для розрахунків реальних систем та визначення їх констант рівноваги використовується поняття коефіцієнту летучості, він зв'язує летучість та властивості системи, які необхідно визначити.

Коефіцієнти летучості газової та рідкої фаз:

$$\varphi^G = f_i^G / P \cdot y_i \tag{7}$$

$$\varphi^L = f_i^L / P \cdot x_i \tag{8}$$

З рівнянь (7) та (8) отримуємо рівняння рівноваги газорідної системи:

$$\varphi^G \cdot y_i = \varphi^L \cdot x_i \quad (9)$$

Таким чином, константу фазової рівноваги можна визначити через коефіцієнти летучості:

$$K_i = \frac{\varphi^L}{\varphi^G} \quad (10)$$

Константи фазової рівноваги залежать від термодинамічних параметрів системи, а також від складу фаз. Термодинамічні властивості нафтових та природних газів, а також їх компонентів, значно відрізняються від властивостей ідеальних газів. Це стає особливо помітним при низьких температурах та високих тисках. Тому для визначення та опису властивостей вуглеводневих систем розроблений ряд рівнянь стану. З найбільш широко застосовуваних на сьогоднішній день рівнянь стану можна назвати рівняння Редліха - Квонга, модифіковане Соувом, рівняння Пенга - Робінсона і рівняння Бенедикта - Вебба - Рубіна, модифіковане Старлінгом. У кожного рівняння стану є свої переваги і недоліки.

В якості основи для розрахунків газу (паро) - рідинної рівноваги в розглянутих умовах найкраще використовувати рівняння стану Редліха - Квонга [4]. Це рівняння успішно використовується для опису стану рівноваги вуглеводневих систем.

$$P = \frac{RT}{(v-b)} - \frac{a}{\sqrt{T}} \cdot \frac{1}{v(v-b)} \quad (11)$$

де a та b – константи рівняння;

v - мольний об'єм.

Висновки

В ході дослідження було розглянуто основні умови фазової рівноваги газорідних сумішей, вплив термодинамічних параметрів на рівновагу і стан системи. Було виявлено, що для ефективної сепарації в інерційно-фільтруючому сепараторі повинні створюватися такі умови за яких в газорідному потоці, що містить значну кількість пароподібної вологи, відбувалися процеси фазових переходів, тобто процес парціальної конденсації. На існуючих технологічних установках для цього використовують пристрої попередньої конденсації, які знижують температуру газорідної системи перед подачею її до сепаратора. Це призводить до збільшення металоємності установок.

З огляду на вище сказане, можна виявити важливість пошуків нових способів розділення газорідних сумішей в яких процеси сепарації і конденсації будуть протікати в об'ємі одного пристрою, тобто охолодження газового потоку проводити в конструкції інерційно-фільтруючого сепаратора.

Література

1. Пат. на корисну модель №56067 У Україна, МПК В01D45/04. Спосіб вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідного потоку / Склабінський В.І., Ляпощенко О.О., Артюхов А.Є., Логвин А.В., Коробченко К.В. - №201007411; Заявлено 14.06.2010; Надрук. 27.12.2010, Бюл. №24, 2010.
2. Пат. на корисну модель №57386 У Україна, МПК В01D45/04. Пристрій для вловлювання високодисперсної краплинної рідини з газорідного потоку / Склабінський В.І., Ляпощенко О.О., Логвин А.В., Скиданенко М.С. - №201009488; Заявлено 29.07.2010; Надрук. 25.02.2011, Бюл. №4, 2011.
3. Врагов А.П. Процессы и оборудование газоразделительных установок: Курс лекций. – Сумы: изд-во СумГУ, 2004.
4. Берлин М.А., Гореченов В.Г., Волков Н.П. Переработка нефтяных и природных газов. – М.: Химия, 1981г, 472с.

ВДОСКОНАЛЕННЯ ГІДРОДИНАМІКИ РУХУ ПОТОКІВ В ГРАВІТАЦІЙНИХ ПОЛИЧНИХ СУШАРКАХ

Артюхова Н.О, аспірантка,
Сумський державний університет, м. Суми

Наведено результати експериментальних досліджень гідродинаміки руху сушильного агента у вдосконалених конструкціях гравітаційних поличних сушарках. Показано, що за рахунок підбору оптимальної конструкції полиці стає можливим створення рівномірного розподілення швидкості руху сушильного агента по перерізу апарата. Представлено варіанти вдосконалення конструкції полиць та особливості руху сушильного агента над ними.

The experimental studies results of hydrodynamic motion for the drying agent in improving designs of gravity shelf dryers are presented. It is shown that the uniform distribution of the drying agent speed in the device section creating is possible by the optimal shelf design choosing. The improving options of shelves designs and features of the drying agent motion over them are presented.

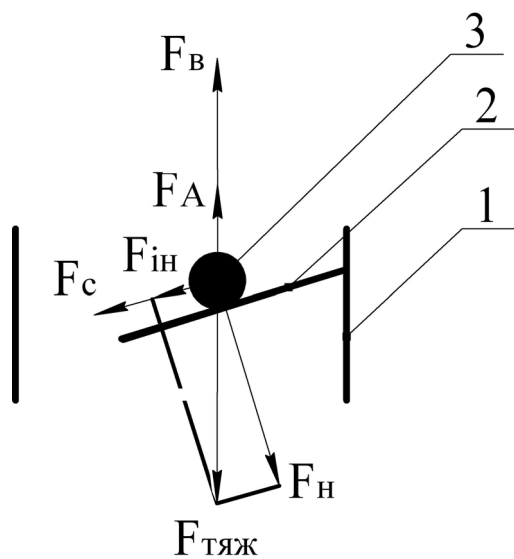
Ключові слова: сушильний агент, гідродинаміка, гравітаційний, поличний.

Застосування в технології конвективного сушіння апаратів з вертикальним секціонуванням внутрішнього простору дозволяє скоротити енергетичні витрати та підвищити ефективність видалення вологи при компактному конструктивному виконанні апарата [1,2]. При цьому важливим показником при розрахунку апаратів такого типу є ефективність окремого ступеню [3,4], яка залежить від особливостей конструкції полиці та часу перебування зернистого матеріалу на ній.

Однією з переваг багатоступневих гравітаційних поличних сушарок є можливість управління рухом зернистого матеріалу за рахунок підбору оптимальної конструкції полиці на кожному ступені. При цьому на окремому ступені сушарки матеріал може перебувати різний проміжок часу та знаходитись у завислому шарі різної інтенсивності. В окремому об'ємі пристрою може проводитись сепарація дрібних фракцій з матеріалу, первинне його прогрівання та інтенсивне зневоднення. На характер протікання цих процесів істотним чином впливають гідродинамічні показники руху сушильного агента [5,6].

Метою представленої статті є обґрунтування можливості вдосконалення гідродинаміки руху потоків в гравітаційних поличних сушарках шляхом підбору оптимальної конструкції полиці, яка забезпечує рівномірність розподілення епюр швидкості руху сушильного агента та стабільний зважений шар зернистого матеріалу.

Аналіз впливу на рух частинки зернистого матеріалу зовнішніх сил (рисунок 1) показує, що його переміщення вздовж полиці до розвантажувального зазору зумовлене дією скокуючої складової F_c сили тяжіння $F_{ТЯЖ}$. У разі відсутності дії висхідного потоку сушильного агента матеріал рухається в режимі гравітаційного падаючого шару з мінімальним часом перебування на полиці. Додаткове зменшення часу перебування зернистого матеріалу на полиці може бути зумовлене дією сили інерції $F_{ін}$. Виникає вона під час надходження зернистого



1 – корпус сушарки; 2 – полиця; 3 – зернистий матеріал; $F_{ТЯЖ}$ – сила тяжіння, F_A – сила Архімеда; F_B – аеродинамічна сила потоку сушильного агента; $F_{ін}$ – сила інерції частинки; F_c – скокуюча складова сили тяжіння; F_H – нормальна реакція полиці

Рис. 1 – Сили, що діють на зернистий матеріал в поличній сушарці

зернистого матеріалу зовнішніх сил (рисунок 1) показує, що його переміщення вздовж полиці до розвантажувального зазору зумовлене дією скокуючої складової F_c сили тяжіння $F_{ТЯЖ}$. У разі відсутності дії висхідного потоку сушильного агента матеріал рухається в режимі гравітаційного падаючого шару з мінімальним часом перебування на полиці. Додаткове зменшення часу перебування зернистого матеріалу на полиці може бути зумовлене дією сили інерції $F_{ін}$. Виникає вона під час надходження зернистого

матеріалу з завантажувального патрубку (на перший ступінь сушарки) або з вище розташованої полиці (на наступні ступені сушарки).

Перехід зернистого матеріалу в режим зваженого шару та компенсація дії скочувальної сил F_c та F_{in} відбувається по мірі збільшення швидкості руху сушильного агента (наслідком чого є виникнення аеродинамічної сили F_B). Враховуючи незначність сили Архімеда F_A в порівнянні з іншими силами, які розглядаються (в разі газового зваження), а також непостійної дією сили інерції, рух зернистого матеріалу обумовлюється головним чином дією сил F_c та F_B .

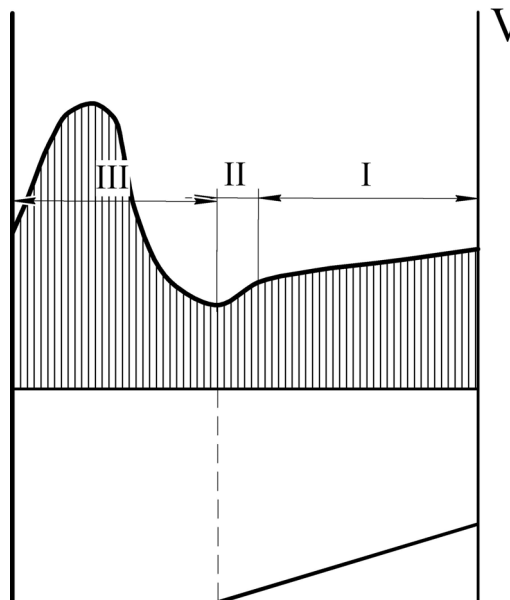


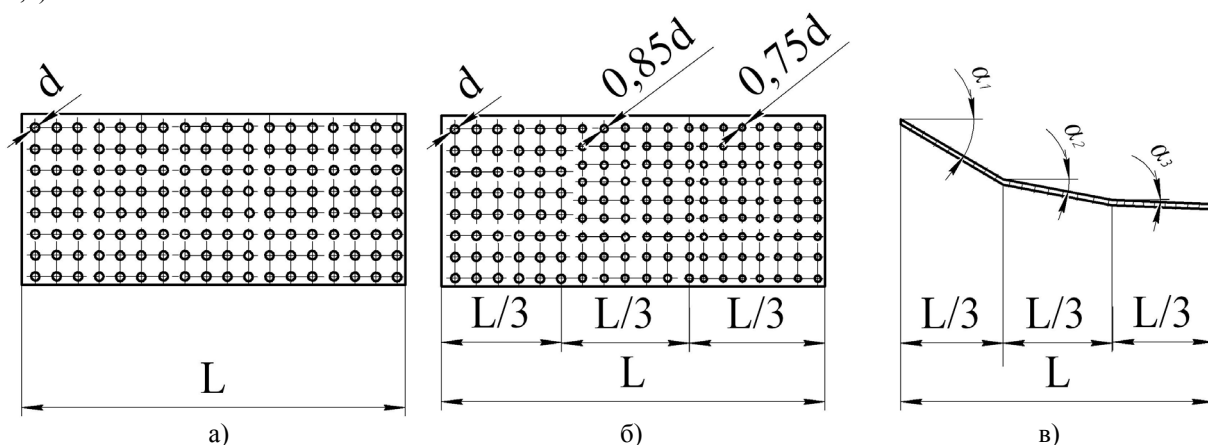
Рис. 2 – Епюра розподілення швидкості руху сушильного агента над полицею в гравітаційній сушарці

В загальному випадку епюра швидкості руху сушильного агента над полицею по довжині гравітаційної сушарки має вигляд, зображений на рисунку 2. Слід виділити три характерні зони швидкості руху сушильного агента:

- зона I – рівномірне розподілення швидкості руху сушильного агента (деяке зниження швидкості обумовлене опором тертя по довжині полиці);
- зона II – інтенсивне зниження швидкості руху сушильного агента;
- зона III – підвищення швидкості руху сушильного агента в розвантажувальному зазорі.

В зоні I та II зернистий матеріал знаходиться у зваженому стані, але, враховуючи нерівномірність розподілення швидкості в зоні II, по довжині полиці зважений шар має нерівномірну структуру. Такий гідродинамічний стан призводить до того, що час перебування зернистого матеріалу на полиці може значно коливатись. Наслідком цього може бути як недогрівання матеріалу, так і його перегрівання з наступним руйнуванням (в разі зневоднення термолабільних матеріалів).

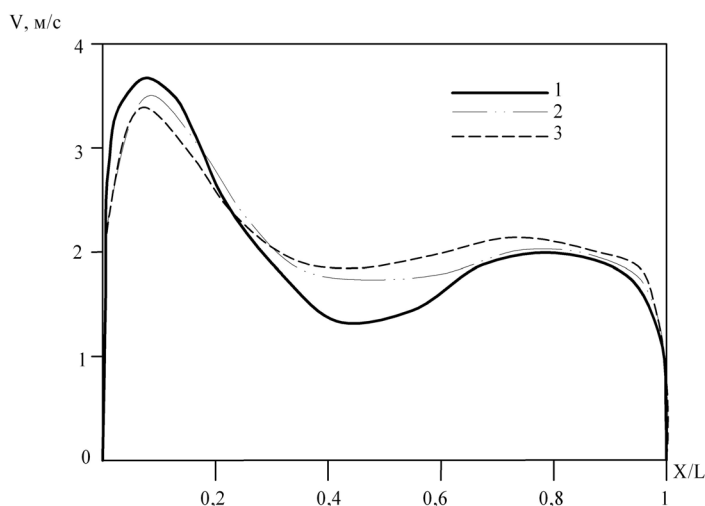
Враховуючи те, що значення сили F_c залежить від кута нахилу полиці до горизонту, а сили F_B – від її перфорації, запропоновано [7,8] нові конструкції сушарок з вдосконаленою гідродинамікою, обумовленою особливостями конструкції полиці (рисунк 3, б,в).



а – полиця з постійною перфорацією по довжині; б – секціонувана полиця зі змінною перфорацією секцій; в – секціонувана полиця з постійною перфорацією секцій та змінним кутом їх нахилу; d – діаметр отвору перфорації; L – довжина полиці; α_i – кут нахилу секції полиці до горизонту

Рис. 3 – Конструкції полиць багатоступеневої гравітаційної полицної сушарки

Запропоновані конструкції полиць дозволяють зменшити величину зони II за довжиною полиці, а також більш рівномірно розподілити швидкість руху сушильного агента в ній. Порівняльні епюри розподілення швидкості руху сушильного агента по довжині апарата при різному конструктивному виконанні полиць подана на рисунку 4.



1 – полиця з постійною перфорацією по довжині (рисунок 1, а); 2 – секціонована полиця зі змінною перфорацією секцій (рисунок 1, б); 3 – секціонована полиця з постійною перфорацією секцій та змінним кутом їх нахилу (рисунок 1, в)

Рис. 4 – Розподілення епюри швидкості руху сушильного агента по відносній довжині апарату X/L залежно від конструктивного виконання полиці

Представлені в роботі результати теоретичного аналізу впливу на рух зернистого матеріалу зовнішніх сил та дана експериментальних досліджень з розподілу швидкості сушильного агента по довжині полиці сушарки дозволяють визначити оптимальний режим її роботи з мінімальними енергетичними витратами. Одержані результати, доповнені дослідженнями з визначення раціональної організації руху сушильного агента в полицній сушарці [9] покладені в основу методики гідродинамічного і інженерного розрахунків багатоступеневих полицних апаратів для зневоднення зернистих матеріалів.

Література

1. Артюхова Н.О. Гравітаційні полицні апарати для сушіння зернистих матеріалів / Н.О. Артюхова, М.П. Юхименко, М.О. Кочергін // Вісник Східноукраїнського національного університету імені Володимира Даля. – Луганськ. – 2012. – № 17(188). – Ч.1. – С. 234-239.
2. Artyukhova N.A. Multistaged drying-classification apparatus of energy recovery / N.A. Artyukhova, N.P. Yuhimenko // II International Kazakhstan-Russian Conference on Chemistry and Chemical Engineering. – Karaganda, Kazakhstan. – 2012. – Vol. 1. – pp. 41-43.
3. Шандиба Н.О. Методика рекурентного розрахунку гравітаційної полицної сушарки / Н.О. Шандиба, М.П. Юхименко // Наукові праці ОНАХТ. – Випуск 39. – Т.2. – Одеса. – 2011. С. 44-48.
4. Shandyba N.A. Energy rate optimization under fluidized bed drying / N.A. Shandyba, N.P. Yuhimenko, V.N. Pokotilo // IV International Conference «Strategy of Quality in Industry and Education». – Varna, Bulgaria. – 2011. – Vol. 2. – pp. 323-324.
5. Артюхова Н.О. Визначення аеродинамічних характеристик гравітаційної полицної сушарки / Н.О. Артюхова // Вісник Сумського національного аграрного університету. Серія: Механізація та автоматизація виробничих процесів. – Суми. – 2012. – Вип. 24. – С. 87-91.
6. Артюхова Н.О. Оптимізація технологічних характеристик багатоступеневої гравітаційної сушарки / Н.О. Артюхова, О.Б. Шандиба Збірник наукових статей VIII міжнародної науково-практичної конференції «Екологічна безпека: проблеми і шляхи вирішення». – Х.: Райдер, 2012. – Т.2. – С.282–285.
7. Патент на корисну модель №74070 Україна МПК F26B 3/02 (2006/01), F26B 17/12 (2006/01). Пристрій для сушіння дисперсних матеріалів / Н.О. Артюхова, М.П. Юхименко, А.С. Артюхов, О.Б. Шандиба. - №u201205954; Заявлено 16.05.2012; Надрук. 10.10.2012, Бюл. №19, 2012 р.
8. Патент України. Заявка № u201300468 від 14.01.2013 р., МПК (2012) F26B 3/02, F26B 17/12. Пристрій для сушіння дисперсних матеріалів / Н.О. Артюхова, М.П. Юхименко, А.С. Артюхов, О.Б. Шандиба (позитивний висновок про видачу від 23.04.13 №9230/ЗУ/13).

9. Артюхова Н.О.М.П. Вплив організації руху сушильного агента на якість сушіння матеріалів у гравітаційних поличних апаратах / Н.О. Артюхова, М.П. Юхименко // Наукові праці ОНАХТ. – Одеса. – 2012. – Випуск 41. – Т.2. – С. 233–237.

УДК 532.528

ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ КАВІТАЦІЙНОГО СОПЛА З КАМЕРОЮ РОЗШИРЕННЯ

Анісімов В. В., аспірант, Єрмаков П. П., д.т.н., проф.,
Бурмістр М. В., д.т.н., проф.

Державний вищий навчальний заклад «Український державний хіміко-технологічний університет», м. Дніпропетровськ

Представлено конструкцію кавітаційного сопла з камерою розширення. Проведено багатофакторні експериментальні дослідження впливу геометричних розмірів елементів даного сопла на інтенсивність кавітації та визначено оптимальне їх співвідношення.

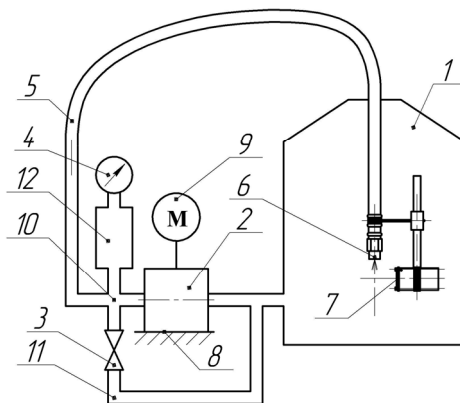
A cavitation nozzle with expansion chamber is presented. Multifactorial experimental researches of present-ed nozzle geometric sizes impact on cavitation intensity are carried out and optimal ratio is determined.

Ключові слова: кавітаційне сопло, камера розширення, інтенсивність кавітації.

Вступ. Кавітація – явище виникнення в рідині парових, газових або парогазових бульбашок із зародків під дією локальних низьких тисків з можливим наступним їх схлопуванням.

Кавітацію досліджують не тільки як негативне явище [1,2], а також як засіб інтенсифікації технологічних процесів, зокрема процесів хімічної технології [2-4]. У зв'язку з широким застосуванням кавітації у хімічній промисловості, актуальною задачею є розробка нових, більш ефективних кавітаторів. Одними з найперспективніших з цієї точки зору є гідродинамічні кавітатори, зокрема кавітаційні сопла, які дозволяють проводити інтенсивну кавітаційну обробку при малих енерговитратах і з високою продуктивністю.

Опис експериментальної установки. Дослідження проводились на експериментальній струменевій кавітаційній установці (рис. 1).



1 – буферна ємність; 2 – шестеренний насос; 3 – вентиль; 4 – манометр; 5 – напірний трубопровід; 6 – кавітаційне сопло; 7 – датчик; 8 – плита; 9 – двигун; 10 – розподільчий вузол; 11 – трубопровід скидання; 12 – компенсатор тиску.

Рис. 1 – Загальний вигляд кавітаційної установки

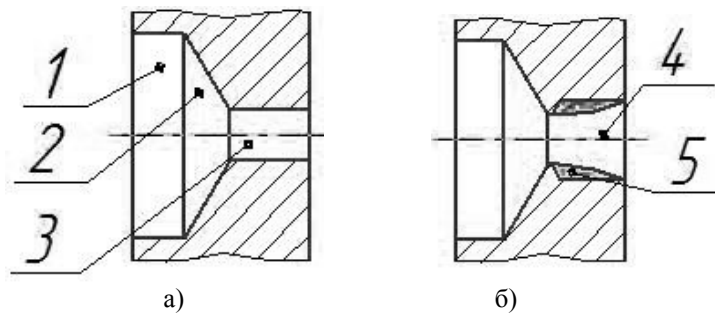
Установка працює наступним чином. Рідина з буферної ємності 1 всмоктується шестеренним насосом 2, з якого під тиском, що задається вентилем 3 та вимірюється манометром 4, подається через напірний трубопровід 5 до кавітаційного сопла 6. В кавітаційному соплі 6 рідина значно прискорюється і в ній починають зростати кавітаційні бульбашки. Після виходу з сопла кавітаційні бульбашки схлопуються, а імпульси тиску, що при цьому виникають, фіксуються датчиком 7 на базі п'єзоелектричного елемента та передаються на комп'ютер у вигляді осцилограми. Такі акустичні дослідження дозволяють проводити

порівняно велику кількість дослідів і, таким чином, отримати повну інформацію про досліджуваний процес.

За амплітудою коливань в осцилограмі оцінюється інтенсивність кавітації в соплі.

Після виходу з сопла рідина певний проміжок часу знаходиться у буферній ємності 1, при цьому перемішуючись, після чого знову потрапляє до шестеренного насосу 2 через всмоктувальний патрубок. Таким чином здійснюється багатократна обробка рідини.

Опис конструктивного рішення для кавітаційного сопла. Прийняте конструктивне рішення полягає у введенні камери розширення на геометричне місце вузької частини кавітаційного сопла. При цьому рух потоку рідини у каналі з твердими стінками замінюється рухом потоку у вакуумі. Графічно конструктивне рішення представлено на рис. 2.



а – циліндричне сопло (базове); б – сопло з камерою розширення (запропоноване); 1 – вхідна частина; 2 – перехідний конфузур; 3 – вузька частина; 4 – камера розширення; 5 – пристінковий шар.

Рис. 2 – Базове та запропоноване кавітаційні сопла:

Представлене конструктивне рішення фактично є модифікацією вузької частини кавітаційного сопла, яка дозволяє збільшити інтенсивність кавітації в соплі без додаткових енергетичних витрат.

Запропоноване конструктивне рішення може бути застосовано в будь-якому існуючому кавітаційному соплі з метою збільшення інтенсивності кавітації.

Об'єкти дослідження. В якості об'єкта для проведення досліджень обрано конструкцію кавітаційного сопла з камерою розширення, представлену на рис. 3.

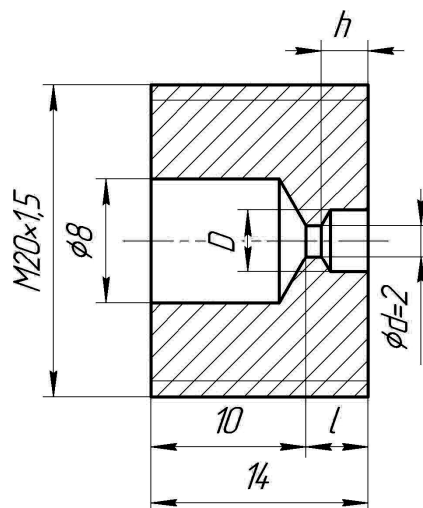


Рис. 3 – Конструкція досліджуваного сопла

Предметом дослідження є вплив геометричних розмірів камери розширення і сопла (рис. 3), зокрема довжини швидкісної частини сопла l та діаметра камери розширення D на інтенсивність кавітації. Також будемо досліджувати вплив розміру h , який визначає, яку частку вузької частини сопла займає камера розширення. Додатково будемо змінювати швидкість рідини v у вузькій частині з метою врахування її впливу на роботу нового кавітаційного сопла.

В результаті кожного окремого дослідження будемо отримувати величину сигналу датчика, яка характеризує інтенсивність кавітації в соплі при поточній комбінації параметрів l, D, h, v .

Основною задачею досліджень є визначення такої комбінації геометричних розмірів камери розширення, яка б забезпечувала найбільшу інтенсивність кавітації в запропонованому соплі.

Планування досліджень. Виходячи з того, що загальна кількість досліджуваних факторів становить 4, то для їх одночасного дослідження необхідно або проводити багатофакторний експеримент, наприклад з використанням симплекс-методу, або скористатись певними теоретичними передумовами, щоб розбити загальну кількість факторів на декілька груп, які можна відокремлено досліджувати.

Симплекс-метод дозволяє визначити певні оптимальні розміри для даного сопла, враховуючи взаємозв'язок усіх досліджуваних факторів. Проте даний метод не дає інформації про вигляд залежностей між інтенсивністю кавітації та кожним окремим фактором. Як наслідок, такий метод не дає можливості робити важливі наукові висновки про роботу досліджуваного сопла, і його використання є малоперспективним.

Однією з можливостей зменшення одночасно досліджуваних факторів є відкидання і незалежне дослідження довжини камери розширення h . Теоретичною передумовою слугує гіпотеза про те, що пристінковий шар (рис. 2) розвивається з зони вакууму при стисканні потоку на вході у вузьку частину сопла. Підтвердженням даної гіпотези слугують розрахунки рідини через циліндричне сопло та сопло з камерою розширення. На рис. 4 якісно представлено розподіл об'ємної долі парової фази для даних сопел. Велика кількість парогазової фази (чорний колір) свідчить про значний розрив суцільності рідини і, як наслідок, зародження інтенсивної кавітації в цих областях.

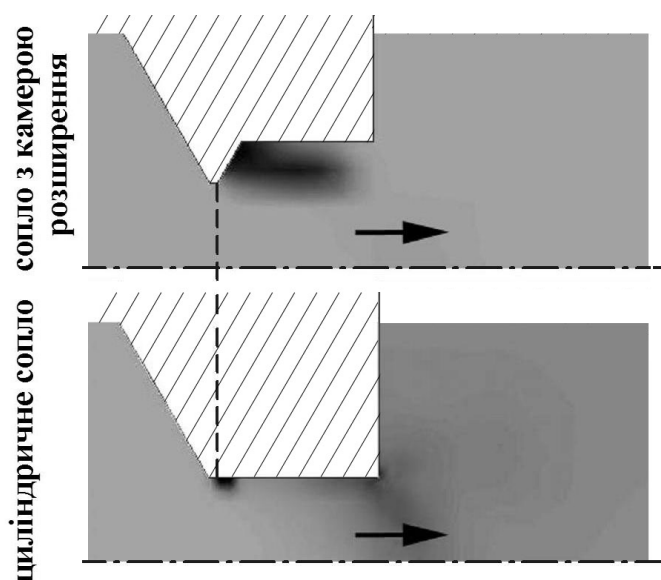


Рис. 4 – Розподіл об'ємної долі парогазової фази у потоці рідини сопла

Як видно, пристінковий шар в новому соплі зароджується в тому ж геометричному місці, де виникає стискання потоку. Таким чином, вірогідно, ефект камери розширення повинен проявлятися в повній мірі тільки при співпадінні її початку з областю обтискання потоку. Оскільки розміри цієї області порівняно малі, то при поступовому збільшенні довжини h камери розширення ріст інтенсивності кавітації повинен мати пороговий характер.

Таким чином, проведемо окремі дослідження впливу довжини камери розширення, вираженої у співвідношенні h/l на інтенсивність кавітації при різних швидкостях рідини у вузькій частині сопла. Якщо наявність порогу підтвердиться експериментально, то, відповідно до гіпотези, відносну довжину камери розширення h/l можна прийняти меншою, ніж розміри зони стискання потоку на вході, і виключити її як фактор в подальших дослідженнях.

Також проведемо дослідження, які пов'язують між собою фактори, що залишились – довжину камери розширення з вузькою частиною l і діаметр камери розширення D при різних швидкостях v рідини.

Для спрощення масштабування отриманих результатів віднесемо геометричні розміри до діаметру вузької частини d : l/d , D/d .

Обговорення результатів експериментів. Проведено експериментальні дослідження впливу співвідношення довжини h камери розширення при постійному значенні сумарної довжини вузької частини та камери розширення l .

Досліджувались дев'ять кавітаційних сопел зі змінною довжиною h камери розширення, яка змінювалась в межах від 0 до 2,68 мм (від 0 до 1,34 діаметра d вузької частини). При зменшенні довжини камери розширення до 0 запропоноване сопло фактично перетворюється на циліндричне.

Інтенсивність кавітації в кожному з досліджуваних сопел оцінювалась за величиною сигналу від датчика при різних швидкостях v рідини у вузькій частині сопла. Швидкість змінювалась від 25 до 45 м/с.

За результатами проведених дослідів отримано графічну залежність, яка представлена на рис. 5.

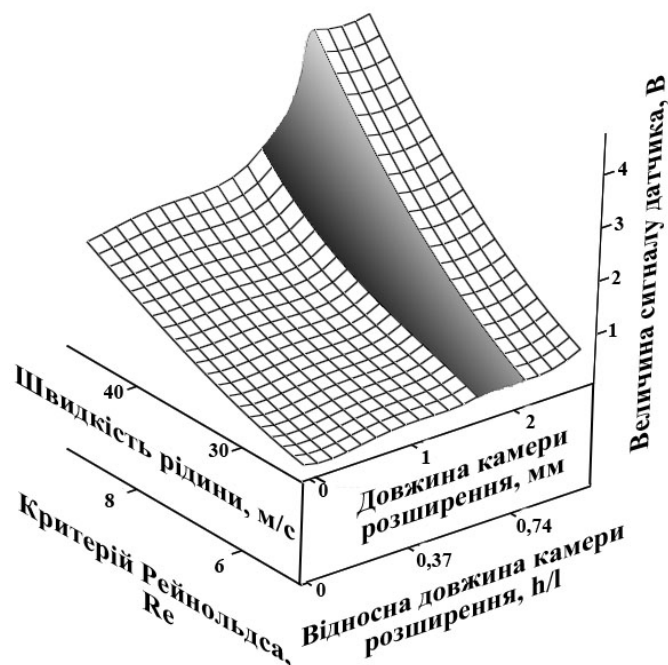


Рис. 5 – Вплив довжини камери розширення на сигнал датчика

З рис. 5 видно, що зростання інтенсивності кавітації при збільшенні довжини камери розширення відбувається стрибкоподібно, що підтверджує результати розрахунків. Стрибок інтенсивності кавітації спостерігається при довжині камери розширення не менше 2,3 мм (0,85 довжини швидкісної частини l). Геометрично це точно відповідає границі зони підвищеної долі парової фази на вході у вузьку частину, яка зображена на рис. 4.

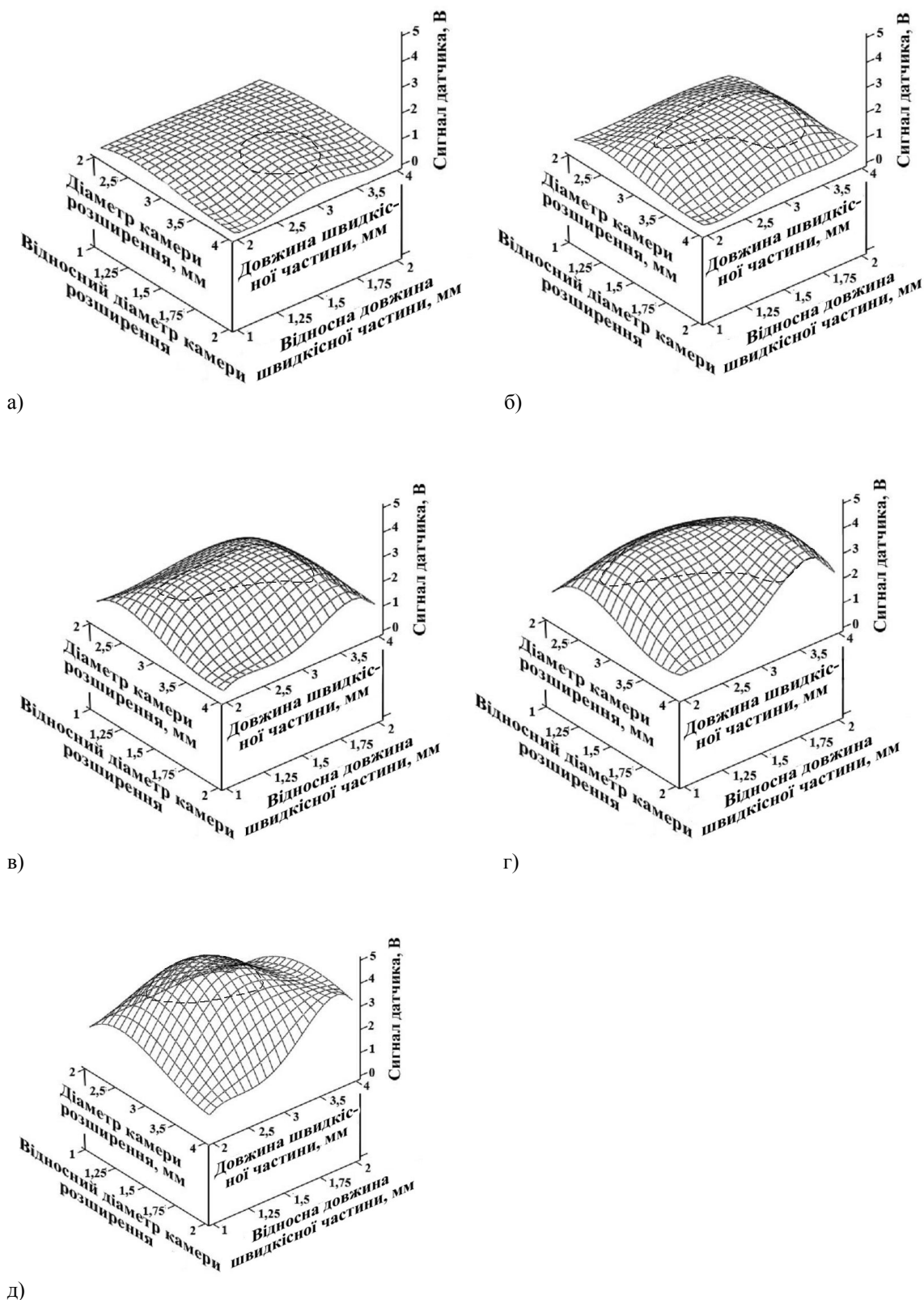
Величина перехідного стрибка збільшується зі збільшенням швидкості руху рідини: при мінімальній швидкості 25 м/с зростання інтенсивності кавітації йде монотонно і на незначну величину, а при максимальній швидкості 45 м/с стрибок є яскраво вираженим, і при ньому інтенсивність кавітації збільшується приблизно в два рази.

При довжині камери розширення менше 0,85 загальної довжини l нове сопло поводить себе подібно до циліндричного. При збільшенні довжини камери розширення понад 0,85 загальної довжини l інтенсивність кавітації суттєво не змінюється. Таким чином, ефект нового сопла спостерігається при довжині вузької частини від 0,85 загальної довжини l .

На основі даних, отриманих за допомогою попередніх дослідів, проведено дослідження впливу геометричних розмірів камери розширення на інтенсивність кавітації в ній. В якості аргументів взято довжину швидкісної частини l та діаметр d камери розширення.

Дослідження проводились при різних швидкостях рідини в межах від 25 до 50 м/с.

Результати проведених досліджень представлені на рис. 6.



$a - 26 \text{ м/с}$; $б - 32 \text{ м/с}$; $в - 38 \text{ м/с}$; $г - 44 \text{ м/с}$; $д - 50 \text{ м/с}$

Рис. 6 – Залежність інтенсивності кавітації, визначеної за сигналом датчика, від геометричних розмірів камери розширення при швидкостях рідини у вузькій частині сопла

З графіків на рис. 6 видно, що досліджувана залежність має екстремальний характер як при зміні діаметру так і при зміні довжини камери розширення. При збільшенні швидкості рідини інтенсивність кавітації в цілому монотонно збільшується.

При збільшенні швидкості рідини екстремум інтенсивності кавітації зміщується в напрямку менших довжин і діаметрів камери розширення. При швидкості 50 м/с найбільша інтенсивність кавітації спостерігається при відносному діаметрі камери розширення 1,5 і відносній довжині швидкісної частини рівній 1,5 діаметрів вузької частини сопла.

Висновки

Отримані емпіричні залежності з однієї сторони надають необхідну інформацію для конструювання найбільш ефективних кавітаційних сопел, а з іншої сторони показують, що процеси, які проходять у новому кавітаційному соплі мають складний характер і потребують пояснення. Для пояснення принципів роботи нового кавітаційного сопла необхідно проведення більш глибоких теоретичних досліджень і їх співставлення з отриманими експериментальними даними.

Література

1. Пирсол И. Кавитация [Текст] / И. Пирсол. - М. : Мир, 1975. – 95 с.
2. Reynolds O. The causes of racing of the engines of screw steamers, investigated theoretically and by the experiment [Text] / O. Reynolds. - Tr. Inst. Naval Arch. V14 Sc. Papers, 1, 56-57, 1873.
3. Рождественский В. В. Кавитация [Текст] / В. В. Рождественский. – Л. : «Судостроение», 1977 г. – 247 с.
4. Смородов Е. А. Физика и химия кавитации. [Текст] / Е. А. Смородов, Р. Н. Галияхметов, М. А. Ильгамов. - М. : Наука, 2008. - 228 с.

УДК 628.5.66.011.12

ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ВИЛУЧЕННЯ ГУМІНОВИХ КИСЛОТ З ТОРФУ

**Тишко Ю.А., магістрант, Степанюк А.Р., канд. техн. наук, доцент, Сапон А.Ю. магістрант
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут»**

Виконано математичне моделювання екстрагування гумінових кислот з торфу з метою одержання мінерально-гумінових твердих композитів і визначено ступінь впливу різних чинників на процес.

Done mathematical modeling of extracting humic acids from peat to produce mineral-humic solid composites and determine the impact of various factors on the process.

Ключові слова: гумінова кислота, екстрагування, торф, масообмін, гуміново-мінеральні компоненти.

Постановка проблеми. З погляду практичного рослинництва найважливішим засобом поліпшення харчування сільськогосподарських культур є застосування органічних і мінеральних добрив. Ріст рослинної продукції визначається безліччю факторів, серед яких ведуча роль все-таки належить добривам і особливо комплексним, виробництво яких нарощує високі темпи.

Крім впливу на ґрунт, органомінеральні добрива впливають і на рослини. Гумат калію, як складова мінерально-гумінових твердих композитів, діє на рослини на клітинному рівні, активізуючи поглинання поживних речовин, підвищення енергетичного потенціалу клітин, що веде до підвищення врожайності і якості продукції, що є особливо актуальним на сьогодні, оскільки ґрунти, що піддаються систематичній обробці, виснажуються і потребують додаткового внесення поживних речовин у вигляді добрив.

Одним із джерел отримання гумату калію є торф, з якого він вилучається за допомогою розчину луґу методом твердофазової екстракції.

Аналіз виконаних робіт по даному питанню показує, що теоретичне рішення задач масообміну при екстракції в системі рідина – тверде тіло досить складне і потребує експериментального обґрунтування. Для здійснення багатофакторних процесів екстракції при отриманні вихідного розчину для з одержання гуміново-мінеральних композитів із заданими властивостями не вирішеною науковою проблемою є визначення впливу технологічних параметрів на ефективність процесу вилучування при різних умовах організації процесу.

Розробка та дослідження відповідної технології вилучення є особливо актуальною з огляду на те, що саме хімічний та сільськогосподарський комплекси є основними галузями народного господарства України.

Задача. Дослідити вплив технологічних параметрів на ефективність процесу вилучення гумінових кислот з торфу.

Викладення основного матеріалу. Експерименти проводили на установці, що містила екстрактор, центрифугу для розділення фаз, а також бункери для подачі лугу (KOH), води та дрібнодисперсного торфу, та ємність-накопичувач для готового продукту (рис. 1).

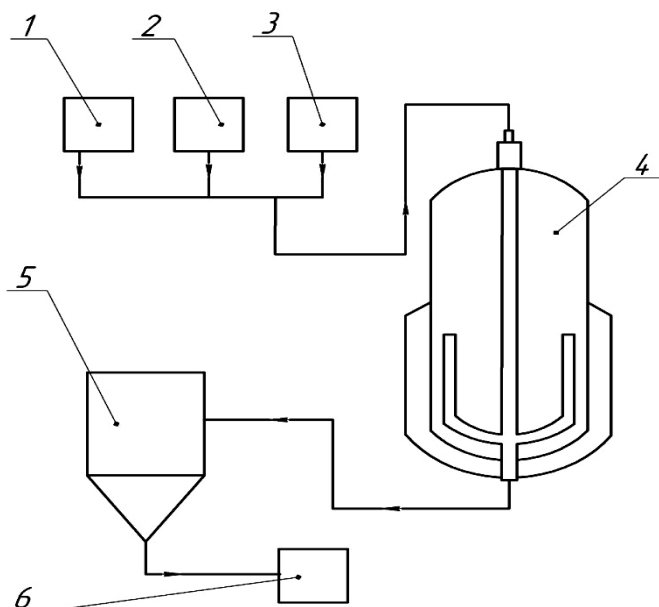
Із бункерів 1,2,3 подаються вода, луг та торф у необхідних пропорціях до реактора-екстрактора 4 де відбувається процес екстрагування гумінової кислоти з торфу. Далі екстракт подається у центрифугу 5 де відбувається розділення фаз, після чого гумінова кислота поступає у ємність-накопичувач 6 для подальшого дослідження, яке проводиться на установці що вказана на (рис. 2).

На установці (рис.2) порцію гумінової кислоти зважують на аналітичних вагах 1 на предметне скельце 2 фотографують цифровим фотоапаратом 4 мікроструктуру шару через мікроскоп 3, через певний періоду часу, який визначається за допомогою реле часу 5.

Попередніми дослідженнями було встановлено, що найбільш суттєвий вплив на процес мали концентрація лугу c_1 (фактор x_1 , основний рівень – 3 %; діапазон зміни – 2 %); концентрація сухого торфу в розчині c_2 (x_2 ; 3 %; 2 %) і тривалість вилучення τ (x_3 ; 14 год.; 12 год.). Як цільову функцію (y ; %) було обрано ступінь вилучення гуміномістких компонентів η , який визначався за масою сухої речовини до й після вилучення. Щоб встановити залежність коефіцієнта вилучення від названих параметрів було поставлено повний факторний експеримент. Щоб встановити залежність коефіцієнта вилучення від названих параметрів було поставлено факторний експеримент. Перевірку відтворюваності виконували за критерієм Кохрена й одержано рівняння:

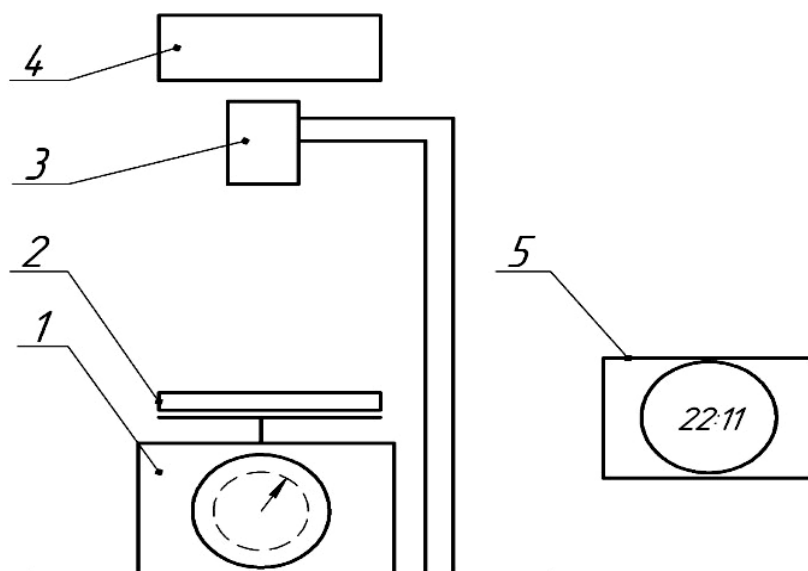
$$\eta = 81,5 - 3,24c_1 - 12c_2 - 2,44\tau$$

Із метою більш повної оцінки впливу концентрацій вихідних продуктів на ступінь вилучення виконано серію експериментів із проміжними концентраціями складових. Вплив концентрації визначали на прикладі зневоднення водних насичених розчинів із масовою часткою лугу KOH 5; 3,75; 2,5 і 1,25 %, до яких послідовно додавали 5; 2,5 і 1 % торфу. На предметне скло наносили шар розчину завтовшки 1,0...1,5 мм.



1 – бункер з торфом; 2 – бункер з водою; 3 – бункер з лугом KOH; 4 – реактор-екстрактор; 5 – центрифуга; 6 – ємність-накопичувач продукту (гумінової кислоти)

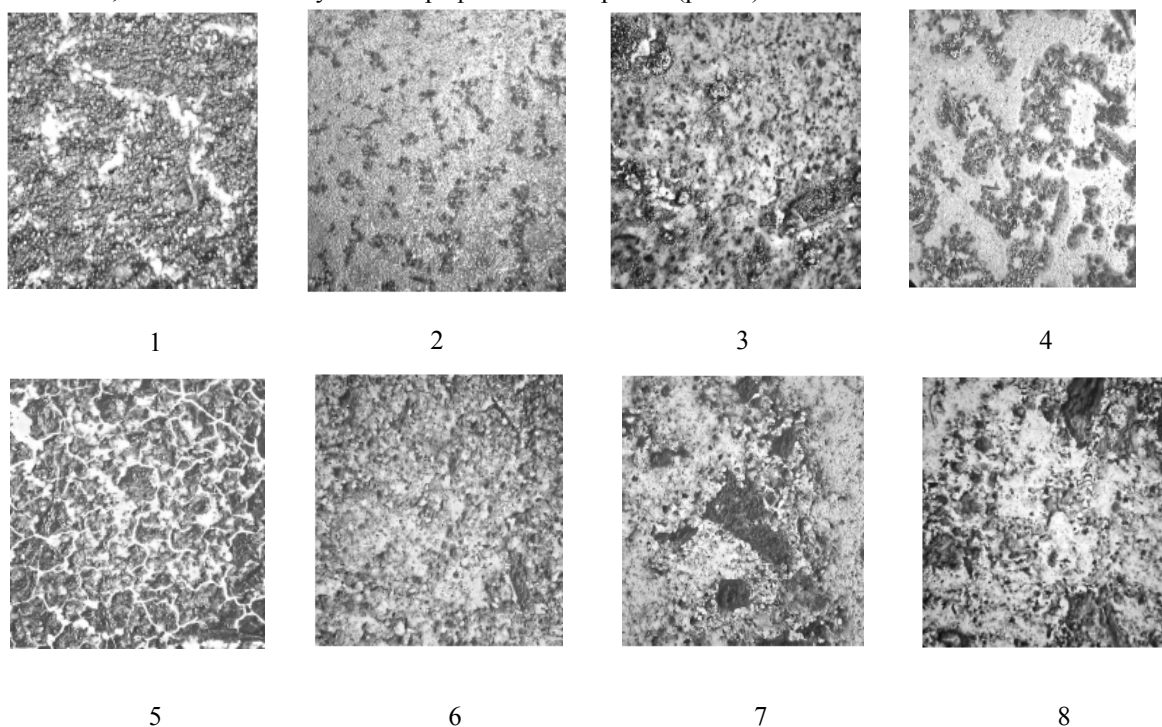
Рис. 1 – Схема дослідної установки



1 – аналітичні ваги; 2 – предметне скельце; 3 – мікроскоп; 4 – фотоапарат цифровий; 5 – реле часу

Рис. 2 – Схема установки для вимірювання та подальшого дослідження мікроструктури екстракта

Далі його витримували за температури 95 °С в установці (див. рис. 1) до повного видалення розчинника, після чого виконували мікрофотознімки зразків (рис. 3).



1 – 3,75 % торфу, 5% KOH; 2 – 1,25 % торфу, 5% KOH; 3 – 3,75% торфу, 2,5% KOH; 4 – 1,25% торфу, 2,5% KOH; 5 – 5% торфу, 1% KOH; 6 – 3,75% торфу, 1% KOH; 7 – 2,5% торфу, 1% KOH; 8 – 1,25% торфу, 1% KOH

Рис. 3 – Мікроструктура шару після зневоднення

Установлено, що мікроструктура шару гумінових компонентів із торфу, одержана після зневоднення, має виражену нерівномірність у вигляді кластерів різного розміру. Із зростанням концентрації одночасно KOH і торфу спостерігається збільшення питомої кількості флокул та їхнього розміру.

Висновок

У процесі дослідження була розроблена математична модель, розглянуто мікроструктуру шару гумінової кислоти, та визначено алгоритм розрахунку.

Література

1. Луговський О. Ф. Ультразвукові кавітаційні апарати для реалізації екологічно безпечної технології вилучення пектину з вторинної рослинної сировини / О. Ф. Луговський, І. М. Берник // Вісн. НТУУ «КПІ»; сер. «Машинобудування». – 2011. – № 58.
2. Аксельруд Г. А. Экстрагирование. Система твердое тело – жидкость / Г. А. Аксельруд, В. М. Лысянский. – Л. : Химия, 1985;
3. Ісаченко А. Г. Екологічні проблеми / А. Г. Ісаченко– М., 1996. – 278 с.;
4. Чухарева Н.В./ Исследование гуминовых кислот и термообработанных торфов Томской области/ Н.В. Чухарева, Л.В. Шишмина, А.А. Новиков – издательство Томського політехнічного інститута, 2010 г.
5. Сайт Chemie Mania <http://www.chemiemaniamania.ru>.

УДК 628.5:66.002.8

ОБГРУНТУВАННЯ КОНСТРУКЦІЙ ДЛЯ ЕКСТРАГУВАННЯ ГУМІНОВОЇ КИСЛОТИ З ТОРФУ

Тишко Ю.А., магістрант, Степанюк А. Р., канд.техн.наук., доцент; Сапон А.Ю., магістрант Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

Проведено аналіз конструкцій для вилучення гуматів з торфу, виділені переваги та недоліки конструкцій, та обрано конструкції, що є найбільш ефективними для екстрагування гумінової кислоти з торфу.

The analysis of structures for extracting humates from peat, allocated the advantages and disadvantages of designs and selected structures that are most effective for extracting humic acid from peat.

Ключові слова: гумінові кислоти, екстрагування, апарати безперервної дії, апарати періодичної дії.

Вступ

Ґрунт є основним джерелом забезпечення сільськогосподарських культур живильними речовинами. Однак у сучасних умовах безупинної інтенсифікації сільськогосподарського виробництва для щорічного вирощування високих врожаїв із продукцією гарної якості досить часто виявляється не достатнім та кількість живильних речовин, що надходить у рослини з органічної речовини і важкорозчинних мінеральних з'єднань ґрунту в результаті діяльності мікроорганізмів і кореневої системи рослин [1].

Сировиною для виготовлення гумінових компонентів органічних добрив служить торф, саме тому необхідно розробляти сучасні технології, за допомогою яких у виробничо – господарську діяльність можна залучати не використовувані види ресурсів. Тому, апарат для вилучення гумінової кислоти з торфу є актуальним для сільськогосподарської діяльності.

Постановка задачі

Авторами було поставлено за мету огляд конструкцій апаратів для вилучення гумінової кислоти з торфу та вибір типу апарата для інтенсифікації процесу вилучення гумітів з торфу. Для досягнення мети в рамках даної статті необхідно виконати такі завдання:

- 1) огляд конструкцій, що використовуються для екстрагування гумінової кислоти з торфу;
- 2) аналіз конструкцій та вибір апарата для процесу екстрагування гумінової кислоти.

Класифікація апаратів для процесу екстрагування гумінових речовин.

Існують такі апарати, як періодичної дії, напівперіодичної дії (наприклад: перколятори чи дифузори), безперервної дії (наприклад: одноколонні апарати), апарати (реактори, ємності, резервуари) з перемішувальними пристроями (наприклад: лопатевими мішалками, рамними мішалками, якірними мішалками, шнековими мішалками, з пневматичними перемішувальними пристроями).

Екстрактори періодичної і напівперіодичної дії відносять до недосконалого виду устаткування. Проте, у багатьох галузях металургійної, хімічної, целюлозно-паперової, фармацевтичної, харчової та м'ясо-

молочної промисловості вони досить поширені. Якщо деякі категорії одержуваних екстрактів і настоїв в окремих галузях фармацевтичної, харчової та м'ясо - молочної промисловості, де продукують невеликі партії продукції в численних найменуваннях, застосування апаратів періодичної дії вважатимуться виправданими, то тут для більшості перелічених виробництв перехід до апаратів безперервної дії з режимом інтенсивного масообміну між фазами є лише актуальним.

Недолік апаратів періодичної та напівперіодичної дії: процес в апаратах протікає мало інтенсивно, оскільки перемішування приміром із дуже малою швидкістю і є умовою для виникнення згустків твердих частинок, у яких екстрагент мало або майже не проникає. Дуже повільним є і подальший процес поділу твердих частинок і екстрагента.

Екстрагування в нерухомому (щільному) шарі частинок рідиною, що фільтрується через цей шар, проходить у апаратах, що називаються дифузорами чи перколяторами. Конструктивно такі апарати мають вигляд посудини циліндричної, конічної чи прямокутної форми, і має перфороване днище. Циркуляція екстрагента, що фільтрується через шар, забезпечується насосом великих розмірів.

Апарати малих обсягів для екстрагування в щільному шарі розташовуються зазвичай вертикально і мають комбіновану форму: в основі мають циліндричну і з однієї чи обох кінців форму усіченого конуса. Верхній отвір служить для завантаження в апарат твердих частинок, нижній — для вивантаження. До цих отворів щільно притискаються кришки за допомогою спеціального механічного чи гідравлічного устрою.

Розподільче сито може бути над нижньою або під верхньою кришками дифузора.

Послідовне з'єднання групи з 4 – 16 таких апаратів дає змогу впроваджувати процес напівперіодичний. Також він може протікати за двома схемами:

1. Певний період переважає у всіх апаратах рідина нерухома, потім відбувається просування екстрагента з апарату в апарат. Такий процес має розглядатися як комбінований прямоточно-протиточний, і кількість необхідних апаратів чи кінцеві параметри процесу мають розраховуватися за алгоритмом.

2. Після підключення чергового дифузора, зі свіжим матеріалом, що подається, відразу ж починається рух екстрагента, який переривається на період підключення чергового апарату. І тут процес наближається до протivotочного.

Група послідовно з'єднаних апаратів називається батареєю. Задля підтримки відповідного температурного режиму між кожною парою дифузорові може ставитися теплообмінник.

Замкнена система комунікацій дозволяє періодично відключати один із апаратів від циркуляційної системи, звільняти його від повністю виснаженого матеріалу і заповнювати свіжим. Після цього апарат знову входить у систему циркуляції у неї надходить найбільш збагачений екстрагент і відключається наступний. Чим більше число апаратів, тим ближчий процес до безперервного.

Недоліком батарейних апаратів є те, що вони широко застосовують у целюлозно-паперовій, легкій, фармацевтичній, харчовій та інших галузях промисловості де є велика витрата ручної праці за її експлуатації, значні втрати екстрагуючої речовини (частки нерідко вивантажуються разом із останніми порціями розчинника, що надходять в апарат), велика металоємність і важкість регулювання процесів, неможливість їх механізації і автоматизації.

Перевагою батарейних апаратів є те, що нерухомо лежить у ньому шар частинок не руйнується у процесі екстрагування; це часто забезпечує поліпшення гідродинамічних умов процесу, вищу якість екстракту і навіть можливість здійснити будь-який температурний режим, оскільки екстрагент переходить вже з апарату на другий через теплообмінник.

Екстрактори безперервної дії в порівнянні з періодичною і напівперіодичною дією крім загальновідомих переваг будь-якого безперервного процесу перед періодичним, а саме: повне виключення витрат ручної праці, можливість автоматизації процесу, створення одиничного апарату з високою продуктивністю, рівномірність споживання енергії і сировини та ін.

Також апарати безперервної дії мають таку важливу перевагу, як поліпшення масообмінних характеристик процесу, зокрема, збільшення коефіцієнта масовіддачі від поверхні частинок до екстрагенту.

Недоліки апаратів безперервної дії : перебування у тривалому перемішуванні екстрагента і твердих частинок, значному руйнуванні останніх, нерівномірності перебігу процесу.

Створення досконалого безперервного процесу екстрактора високої одиничної потужності можна лише через усунення всіх таких найважливіших недоліків апарату.

Найпоширенішою групою апаратів безперервної дії є колонні. Ці апарати по конструктивним ознаками діляться на одноколонні та багатоколонні; по розміщенню основного корпусу (корпусів) — на вертикальні, горизонтальні і похилі, а, по виду транспортного органу — на лопатеві, шнекові і ланцюгові.

Одноколонний апарат може мати лопаті. Транспортним органом колонного апарату в деяких випадках є окремі витки, у проміжку між якими також містяться контр лапи. Складною є система подачі твердих частинок в апарат. Вона забезпечується спеціальним насосом, але потрібне значне збагачення рідиною суміші твердих часток. Суміш подається в колону над розділовим ситом. Відділяючи цим ситом, екстрагент частково поступає на подальшу переробку (випарювання, очищення), але більша частина потрапляє у змішувач для утворення суміші з твердими частинками, що потім направляються в апарат. Необхідність відділення на ситі значної кількості рідини створює важкий гідродинамічний режим у цій зоні апарату. Тверді частки можуть подаватися: в колонний апарат спеціальним шнеком. При обох засобах подачі частинок в апарат відбувається значне їх зруйнування, що суттєво погіршить масообмін в апараті. У одноколонному апараті роздрібнення твердих частинок; має місце та їх подальшої транспортуванні — це погіршує гідродинамічні умови у процесі. У апаратах цього важко здійснити підвід тепла, що у часто необхідний у процесі екстрагування.

Переваги одноколонного апарату, які можна віднести майже всім апаратам колонного типу, є те, що у них протікає процес протиточно і безупинно, вся маса частинок постійно перебуває у рідкій фазі. Такі апарати займають малі площі, мають, зазвичай, малу металоємність (увесь внутрішній простір апарату використовується з користю).

Недоліком є складна система подачі твердих частинок в апарат.

Кілька різновидів одноколонних екстракторів, призначених головним чином для переробки мілководрибних (порошкових) матеріалів, що мають щільність, істотно відмінну від щільності екстрагента, за конструкцією наближаються до колонних апаратів для екстракції у системі рідини – рідина. Основним контактним пристроєм таких екстракторів є тарілки. Екстрактори такого типу, як і рідинні, можуть мати перемішувачі, вібраційні і пульсуючі пристрої. З різноманітних конструкцій багатоконлонних апаратів у промисловості набули поширення двоколонний апарат зі шнековим транспортним органом, двоколонний апарат з ланцюговим транспортним органом, триколонний апарат зі шнековими транспортерами, багатоконлонний вертикальний апарат з ланцюговим транспортним органом.

Розпилюючі екстрактори. Мають високою продуктивністю але мало ефективні, що пояснюється укрупненням краплин дисперсної фази та зворотнім перемішуванням при виникненні якогось краплини дисперсної фази забираються частинками суцільної фази(або навпаки), в результаті чого в колоні утворюються місцеві циркуляційні потоки, що порушують протитоків фаз [3].

Колонні екстрактори з тарілками–перегородками [3]. В колонах установлені перегородки для зменшення зворотнього перемішування і для турбулізації потоків фаз; ефективність таких колон низька але її можна збільшувати деяким способом.

Насадкові екстрактори [3]. По простоті пристрою насадкові екстрактори наближені до розпилюючих але допустима продуктивність значно нижча; ефективність розділення також невисока.

З огляду цих конструкцій екстракторів можна встановити, що найбільш доцільно використовувати колонні екстрактори з тарілками-перегородками, хоча й ефективність таких апаратів незначна, та її можна збільшити шляхом зменшення відстані між тарілками. Також установлені тарілки перешкоджають зворотньому перемішуванню, що негативно впливає на роботу апарата.

Апарати (реактора, ємності, резервуари) [4] з перемішувачем пристроєм призначені для виконання різноманітних технологічних процесів в рідких однофазних і багатофазних середовищах з динамічною в'язкістю не більше 5,0 Па·с, густиною до 2000 кг/м³, об'ємом до 16 м³, робочим тиском до 0,6 МПа. Реактора виготовляються з вуглецевих і корозійностійких сталей і сплавів. Апарати можуть бути суцільнозварними і роз'ємними, з еліптичними і плоскими днищами, з мішалками шнекового, лопатєвого, турбінного або рамного типу, з пучком підігріву або змішувачем.

В якості приводу в апаратах з мішалкою використовується мотор–редуктор або ремінний привід.

Робоче середовище в корпусі апарату (реактора) може бути - нейтральна, агресивна, пожежонебезпечна, вибухонебезпечна або токсична рідина, емульсія, газорідинна суміш або суспензія масовою концентрацією твердої фази не більше 30%.

В сорочці і змішувачу використовується - водопровідна або оборотна вода, розсіл, конденсат, насичений водяний пар або високотемпературний органічний теплоносій, температурою від мінус 30 до плюс 250 ° С.

Лопатєві мішалки [5] почали першими використовуватись в системах біоконверсії та в хімічній промисловості взагалі. На сьогодні вони використовуються у тих випадках, коли немає необхідності в інтенсивній радіально-осьовій циркуляції органічної суміші. Ці мішалки відносять до групи тихохідних.

Основною перевагою лопатєвих мішалок є їх простота та низька вартість.

Їхніми недоліками є мала інтенсивність перемішування й відсутність значних вертикальних потоків, внаслідок чого їх не рекомендується застосовувати для скаламутнення важких осадів і при роботі з рідинами, що розшаровуються.

Поряд із цим вони забезпечують задовільне перемішування при роботі із в'язкими рідинами, можуть застосовуватися в апаратах великого об'єму. Для зменшення опору й поліпшення перемішування в листових мішалках виконуються отвори.

Якірні та рамні мішалки [5] вирізняються виключно низьким числом обертів. Діаметр таких мішалок наближається до діаметра біогазового реактора, а зазор між лопаттю та стінкою реактора є незначним. Таким чином, у випадку застосування цих мішалок можна уникнути місцевого перегріву субстрату чи виникнення осаду на дні реактора.

Недоліки: низьке число обертів.

Перевага: уникнення осаду на дні реактора, уникнення місцевого перегріву.

Шнекові мішалки [5] працюють за тим принципом, що і пропелерні, але при менших числах обертів. Вони застосовуються для перемішування сумішей значної в'язкості, зокрема для органічного субстрату всередині біогазової установки. В цьому випадку вони витрачають менше енергії, ніж пропелерні мішалки для створення однакової циркуляції субстрату в реакторі.

Недоліки: низьке число обертів.

Переваги: незначні затрати енергії.

Використання дискових та скребкових мішалок в процесах біоконверсії є неефективним, тому майже не застосовується.

Як основні типи екстракторів періодичної дії, також набули значного поширення камерні апарати (реактори) з механічним, пневматичним і пневмомеханічним перемішуванням.

Камерні апарати (реактори) зазвичай є судини циліндричної форми із плоским чи конічним днищем, виконані зі звичайної чи нержавіючої сталі та покриті всередині (якщо екстрагент є агресивним середовищем) шаром або кількома шарами кислотостійкого матеріалу.

В гідрометалургії поширені такого роду реактори, як з пневмомеханічним перемішуванням чи периферичними аероліфтами. При центральному аероліфті пульпу (суміш твердих частинок і екстрагента) згрібають мішалкою до центральної труби, у яку подається повітря, далі піднімається по трубі догори, через меншу щільність рідини, що містить повітряні бульбашки, і розтікається зверху по жолобам до периферії апарату. Потім частки осідають на дно і знову згрібаються до центра апарату. Мішалка робить 2 – 4 об./хв. Апарати такого типу мають зазвичай висоту від 2 до 4,5 метрів і відповідно діаметр від 2 до 9 м.

Процес в апаратах протікає як періодичний, при поєднанні кількох подібних апаратів у вигляді каскаду реакторів, процес наближається до прямоточного.

Принцип дії пневматичних перемішувальних пристроїв, які називають барботерами, полягає в тому, що при пропусненні дрібних пухирців повітря, газу або пари через шар рідини в апараті рідина починає рухатися, чим і здійснюється перемішування. При цьому газ або пара може подаватися в апарат або тільки для перемішування, або як агент, що бере участь у тому чи іншому хімічному процесі, що відбувається в апараті. У першому випадку газ повинен безупинно повністю відводитися з апарату, у другому – відводитися лише непрореагована його частина.

Витрата повітря або газу для зазначених барботерів при перемішуванні під атмосферним тиском залежить від необхідної інтенсивності перемішування: при слабкому перемішуванні – 0,4 м³/хв на 1 м² поверхні рідини, що перемішують; при середньому перемішуванні – 0,8 м³/хв на 1 м² поверхні; при інтенсивному перемішуванні – 1,0 м³/хв на 1 м² поверхні.

У промисловості найчастіше застосовуються реактори із перемішувальними пристроями. В окремих випадках ці апарати можуть називатися реактором, автоклавом або більш специфічно – нітратором, хлоратором, сульфуратором і т.п.

Інтенсивність дії перемішувального пристрою визначається часом досягнення конкретного технологічного результату при постійній частоті обертання або частотою обертання перемішувального пристрою при постійній тривалості процесу.

Висновки

При проведенню огляді конструкцій було встановлено, що інтенсивним буде дія того з порівнюваних перемішувальних пристроїв, з яким заданий технологічний результат досягається за більш короткий час при однаковій частоті обертання або з меншою частотою обертання при однаковому часі перемішування. З оглянутих конструкцій можна встановити, що найбільш доцільно використовувати колонні екстрактори з тарілками-перегородками, хоча й ефективність таких апаратів незначна, та її можна збільшити шля-

хом зменшення відстані між тарілками, які в свою чергу перешкоджають зворотньому перемішуванню, що негативно впливає на роботу апарата.

Література

1. Ісаченко А. Г. Екологічні проблеми/ А. Г. Бажанов – М., 1996. – 278с.
2. Сайт Chemie Mania <http://www.chemiemaniamania.ru>.
3. Плановський А.Н. Процессы и аппараты химической технологии/ Плановський А.Н., Рамм В.М., Каган С.З. – М., 1968. – 847 с.
4. Дослідно-Механічний Завод «КАРПАТИ» Україна, Львів [Електронний ресурс]. – Режим доступу: <http://www.dmz-karpaty.com>.
5. «Екопласт Штанцл» Україна [Електронний ресурс]. – Режим доступу: <http://www.ekoplast.com.ua>

УДК : 644.6

ЗОВНІШНЬОДИФУЗІЙНА КІНЕТИКА АДСОРБЦІЇ ФОСФАТ ІОНІВ НА ЦЕОЛІТІ В ПРИСУТНОСТІ СТОРОННІХ РЕЧОВИН

Сабадаш В.В. канд. техн. наук, ст. викладач
Гумницький Я.М. д.-р техн. наук, професор,
Національний університет “Львівська політехніка”, м. Львів
Мацуська О.В.

Львівський національний університет ветеринарної медицини і біотехнологій
імені С.З. Гжицького, м. Львів

Уточнено механізм адсорбції фосфатів в присутності сполук амонію, встановлено лімітуючу стадію та кінетичні закономірності процесу. Визначено кінетичні коефіцієнти процесу адсорбції, необхідні для прогнозування процесу адсорбції при сумісній присутності фосфатів та сполук амонію.

The mechanism of adsorption of phosphates in the presence of ammonium is defined, limiting stage and kinetic conformities to the law of process are set. The kinetic coefficients of process of adsorption, necessary for prognostication of adsorption process at the compatible presence of phosphates and ammonium were determined.

Ключові слова: фосфати, цеоліт, адсорбція, стічні води, зовнішня дифузія, кінетика.

Постановка проблеми і її зв'язок з важливими науковими чи практичними завданнями. Сучасний етап розвитку цивілізації в більшості країн світу призвів до різкого зростання кількості різних відходів антропогенного характеру і масового забруднення поверхневих і підземних вод. Щорічно річковий стік виносить в світовий океан до 6,5 млн. т фосфору. В останні 50-75 років загальна картина розподілу і міграції сполук фосфору порушена людиною внаслідок вилучення цього елемента з агроруд і шлаків, а також виробництва та застосування фосфорних добрив і численних фосфоровмісних препаратів. Надходження сполук, що містять фосфор, на сушу становить 2,1-10 т, у гідросферу - 2,8-10 т [1,2]. До одних з найпоширеніших забруднюючих речовин водних об'єктів відносяться фосфатвмісні стічні води. Фосфати містяться в стічних водах промислових підприємств, що спеціалізуються на виробництві добрив, фосфорної кислоти і її солей, поверхнево-активних речовин, присутні в побутових стічних водах. Промислові синтетичні миючі засоби, зокрема, пральний порошок до 50% складається з триполіфосфату натрію, тому фосфати стають одним з факторів забруднення водних об'єктів при ненормативній роботі очисних споруд.

Експериментальні дослідження сорбційної ємності цеоліту щодо фосфатів присутності іонів амонію. Для реалізації процесу вилучення зі стічних вод фосфатів необхідно враховувати ряд факторів, зокрема присутність сторонніх речовин та пов'язану з цим конкуруючу адсорбцію. В реальних процесах найчастіше зустрічаються з проблемою очищення стічних вод, що одночасно містять фосфати та сполуки амонію [1,2]. Для дослідження закономірності процесу з'ясували сорбційну ємність цеоліту щодо фосфатів в статичних умовах [1,3].

Оскільки дослідженню підлягали стічні води, у яких концентрації забруднюючих речовин є невисокими, то сорбційну ємність визначали для діапазону низьких концентрацій (рис. 1). Як видно з графічної залежності, між статичною рівноважною сорбційною ємністю a^* та концентрацією P_2O_5 Cr_2O_3

існує прямолінійна залежність, яку можна представити законом Генрі: $a^* = \Gamma C_{P_2O_5}$ (Γ - тангенс кута нахилу ізотерми)

для (1) $a^* = 6,91C_{P_2O_5}$

для (2) $a^* = 5,15C_{P_2O_5}$.

Положення ізотерм свідчить, що присутність амонійних сполук зменшує сорбційну ємність цеоліту щодо фосфатних сполук.

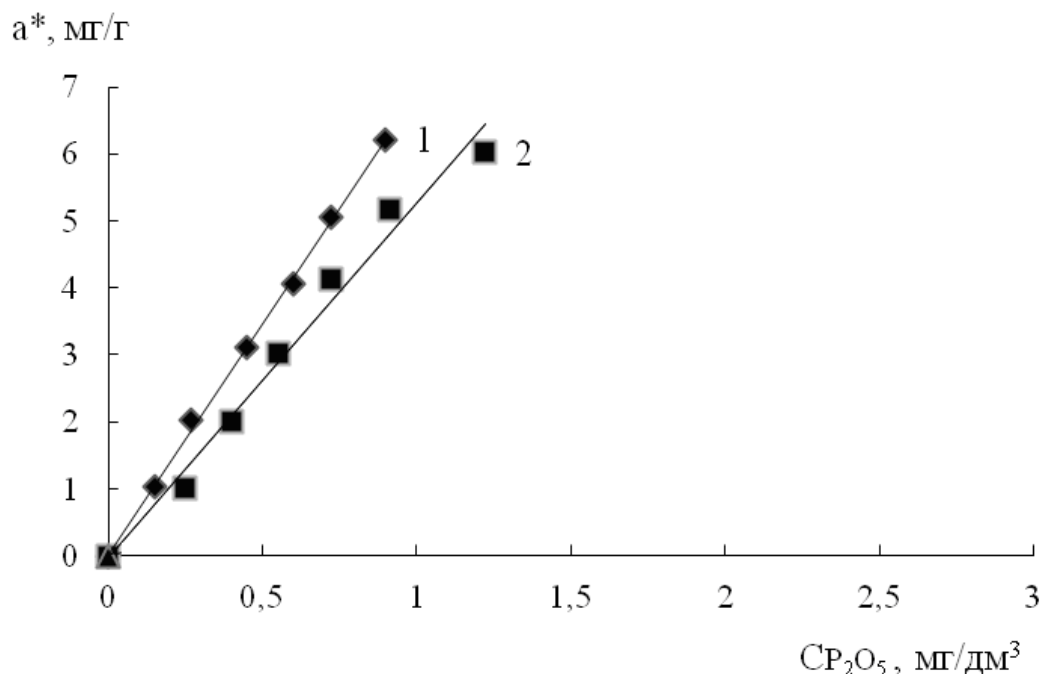


Рис. 1 – Ізотерма сорбції фосфатів: на природному цеоліті (1), та у присутності амонійного азоту (2)

Експериментальне дослідження кінетики адсорбції P₂O₅ в присутності іонів амонію

Методика визначення. Експериментальне дослідження кінетики адсорбції P₂O₅ проводили в динамічних умовах у реакторі з мішалкою. Для визначення адсорбційної ємності цеоліту щодо фосфат-іонів у скляний контейнер об'ємом 2дм³ поміщали 200 см³ розчину KН₂РO₄, приготованого в дистильованій воді, з початковою концентрацією $C = 25$ мг/дм³, і додавали однакові наважки цеоліту (~1 г). Діапазон концентрацій відповідав концентрації фосфатів у реальних стічних водах.

Експерименти проводили при частоті обертання мішалки $n = 200$ об/хв. Через кожні 5 хв з реактора відбирали пробу розчину, який аналізували на вміст йонів P₂O₅ та амонію на фотоелектроколориметрі за відомими методиками згідно [4,5].

Масоперенос при адсорбції незалежно від умов контакту адсорбенту з речовиною, що адсорбується, складається з наступних стадій: зовнішнього переносу молекул сорбованої речовини з потоку до поверхні частинки (масовіддача), внутрішньої дифузії молекул речовини від поверхні в середину зерна по порах різного перерізу (масопровідність) і стадії встановлення адсорбційної рівноваги.

Рівновага при адсорбції встановлюється практично миттєво. Тому загальна швидкість масопереносу при адсорбції залежить від швидкостей зовнішнього і внутрішнього переносів маси і лімітується найповільнішою з цих стадій. Для технологічних розрахунків важливо встановити лімітуючу стадію і оцінити її кількісно.

Масовіддача під час адсорбції з розчинів є процесом переносу речовини з об'єму розчину в напрямку зовнішньої поверхні частинки, пов'язана з нерівномірністю розподілу концентрації речовини в шарі рідини, прилеглому до поверхні твердого тіла (пограничний дифузійний шар). Механізм зовнішнього переносу маси речовини пов'язаний з молекулярним і конвективним переносом [6].

Експериментальні дані щодо кінетики адсорбції фосфат-іонів наведено на рис. 2. Кінетична крива, що стосується адсорбції лише фосфатів розміщується нижче від аналогічної кривої, що відповідає

швидкості сорбції фосфатів у присутності сполук амонію. Вихід на плато при $\tau > 15$ хв сорбції вказує на меншу динамічну ємність сорбенту щодо фосфатів у присутності амонійних сполук.

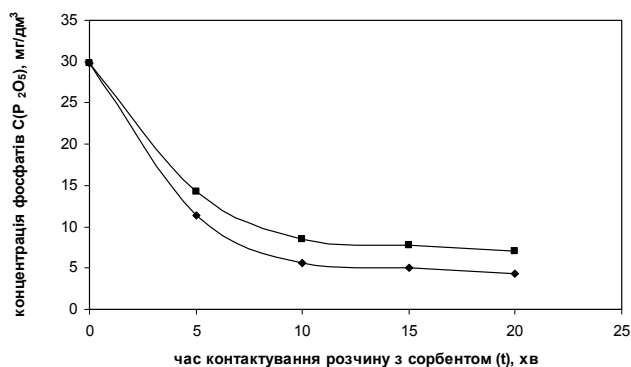


Рис. 2 – Кінетика сорбції фосфатів, де ■ – P₂O₅; ◆ – P₂O₅ + NH₄⁺

Зовнішньодифузійна кінетика адсорбції описується рівнянням:

$$\frac{\Delta M}{\Delta \tau} = \beta F (\bar{C} - C_n), \quad (1)$$

де $\frac{\Delta M}{\Delta \tau}$ – кількість поглинутого компонента за одиницю часу, кг/с;

β – коефіцієнт масовіддачі, м/с;

F – площа зовнішньої поверхні сорбенту, м²;

\bar{C} – середня концентрація адсорбтиву у рідині кг/м³;

C_n – поверхнева концентрація адсорбтиву, кг/м³.

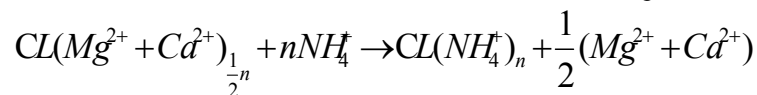
Ідентифікувати зовнішньодифузійну масовіддачу від ядра рідини до зовнішньої поверхні зерен адсорбенту є можливим лише у початковий момент часу. Тому нами ці значення визначались лише для початкового періоду сорбції, коли поверхня сорбенту є вільною від сорбованої речовини. При цьому приймалося $C_n=0$.

При поглинанні фосфатів з однокомпонентного розчину $\beta = 2,01 \cdot 10^{-4} \frac{M}{c}$, при поглинанні

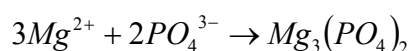
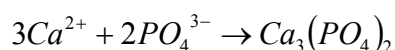
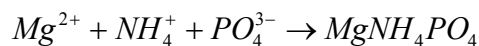
фосфатів за присутності в розчині іонів амонію $\beta = 1,59 \cdot 10^{-4} \frac{M}{c}$. Одержані величини коефіцієнту масовіддачі корелюються з аналогічними значеннями β для процесів масообміну з твердою фазою.

Аналізуючи рис. 1 та 2 можна припустити, що зменшення сорбційної здатності цеоліту за умови сумісної присутності амонію та фосфатів пояснюється наступними механізмами. Має місце

1) Іонний обмін амонію на магній, кальцій та інші обмінні катіони згідно реакції:



2) Утворення нерозчинних фосфатів кальцію та магнію, а також подвійних солей (MgNH₄PO₄, CaNH₄PO₄) тощо, при взаємодії фосфатів з іонами амонію та обмінними катіонами магнію та кальцію, що є в розчині, згідно реакції:



Зазвичай реакції осадження проходять при наявності центрів кристалізації. Проте в даному випадку ми маємо справу з гетерогенною системою адсорбент-адсорбат і утворення нерозчинних сполук проходить на поверхні сорбенту. Проходження гетерогенних хімічних процесів є причиною зменшення сорбційної ємності цеоліту, оскільки фосфати і амоній є різноіменними іонами, які не можуть конкурувати між собою за адсорбційні центри.

Висновки

На процес адсорбції фосфатів на цеолітах, а також при сумісній присутності фосфатів та амонію у стічних водах може впливати проходження процесу осадження. При цьому, за наявності аморфних чи кристалічних структур нерозчинних фосфатів, утворених в процесі хемосорбції фосфат іонів та амонію, відбувається зменшення перерізу пор сорбенту, їх цементация, утворення кристалічного осаду на поверхні сорбенту, що сприяє переходу процесу у внутрішньодифузійну область.

Література

1. Мацуська О.В. Адсорбция компонентов сточных вод природными сорбентами /О.В. Мацуська, Р.П. Параняк, Я.М. Гумницький //Химия и технология воды.-2009.-т.32,№4.-с.-399-407
2. Мацуська О.В. Очищення стічних вод природними сорбентами від сполук фосфору. /О.В. Мацуська, Я.М. Гумницький, Р.П. Параняк// Водне господарство України. -№2. –Київ, 2011.- с. 71-77
3. Гумницький Я.М. Сорбційне вилучення фосфатів з рідкої фази. /Я.М. Гумницький, В.В. Сабадаш, Г.А. Тижбір //Наукові праці Одеської академії харчових технологій.-2011.-Вип.39,т.2-С.-82-85
4. КНД 211.1.4.030-95. Методика фотометричного визначення амоній-іонів з реактивом Неслера в стічних водах. – введ. 25 квітня 1995.
5. ГОСТ 22567.7-87 Метод определения массовой доли фосфорнокислых солей.
6. Петрушка И. М. Внешнедиффузионная кинетика адсорбции красителя анионного красного 8С на глауконите. /И. М. Петрушка, Я. М. Гумницький, М. С. Мальованый// [Теор.](#) основы химической технологии.-Т.47, №2.-2013.-С.191-195.

УДК 66.047

КИНЕТИЧЕСКИЕ ОСОБЕННОСТИ ПРОЦЕССА СУШКИ ЕДИНИЧНЫХ КАПЕЛЬ ВЫСОКОКОНЦЕНТРИРОВАННЫХ ДИСПЕРСИЙ БУТАДИЕН-СТИРОЛЬНЫХ КАУЧУКОВ

Малецкая К. Д., д-р техн. наук, вед. научн. сотр., Гоженко Л. П., аспирант
Институт технической теплофизики Национальной академии наук Украины, г. Киев

Представлены результаты исследования теплофизических основ процесса сушки единичных капель полимерных продуктов применительно к условиям распылительных сушильных установок.

The results of the research of thermophysical basic in the process of drying of single drops of polymer products for the conditions of spray drying plants are presented.

Ключевые слова: сушка распылением, теплофизические основы, формо- и структурообразование.

В целом ряде отраслей промышленности возрастают масштабы использования полимерных материалов в виде мелкодисперсных порошков. Важное значение приобретают проблемы обезвоживания водных дисперсий термоэластопластов при их диспергировании в камере распылительной сушилки и кинетические особенности изменения температуры, геометрических размеров и формы капель (частиц) при контактных взаимодействиях с потоком нагретого воздуха. Таким образом, исследования теплофизических основ переработки таких продуктов и особенно на стадии термического обезвоживания позволяют научно обоснованно решать теплотехнологические задачи получения их с определенными физико-химическими свойствами: удельная насыпная плотность, степень монолитности отдельных высушенных частиц, степень возможного термического разложения или изменения компонентов в сложных композиционных продуктах.

Нами исследовались особенности процесса сушки капель водных дисперсий бутадиен-стирольных каучуков (латексов) трех модификаций со следующими характеристиками, табл. 1.

Таблиця 1

Марка исходной дисперсии	Начальное содержание сухих веществ в дисперсии, C_0 , %	Значение pH
БС-50А	53,4	11,5 ... 12,0
БС-70	52,7	6,5 ... 7,0
БС-85	51,2	7,5 ... 8,0

Из данных, представленных в таблице 1, следует, что наибольшее значение C_0 имеет дисперсия БС-50А и при этом она наиболее щелочная. Для других марок дисперсий C_0 несколько ниже, но незначительно, и все три модификации относятся к высококонцентрированным жидким системам. Модификации БС-70 и БС-85 имеют значительно меньшее значение pH. Указанные модификации латексов синтезировались в отраслевом НИИ и в их цифровом обозначении предусмотрены различия, определяющие жесткость молекулярной структуры: чем выше цифра – тем большей жесткостью структуры характеризуется водная дисперсия латекса.

Целью настоящих исследований предусматривалось изучение влияния температуры и скорости воздушного потока, обдувающего единичную каплю на изменение ее температуры от времени обезвоживания в сравнении с температурой испарения капли чистой воды, выявить особенности формо- и структурообразования при сушке при введении некоторых поверхностно-активных веществ (ПАВ) и минеральных добавок. В табл. 2 и табл. 3 представлены для удобства обозначения исследуемых композиционных составов.

Таблиця 2 – Исследованные составы по влиянию ПАВ на кинетические особенности процесса сушки

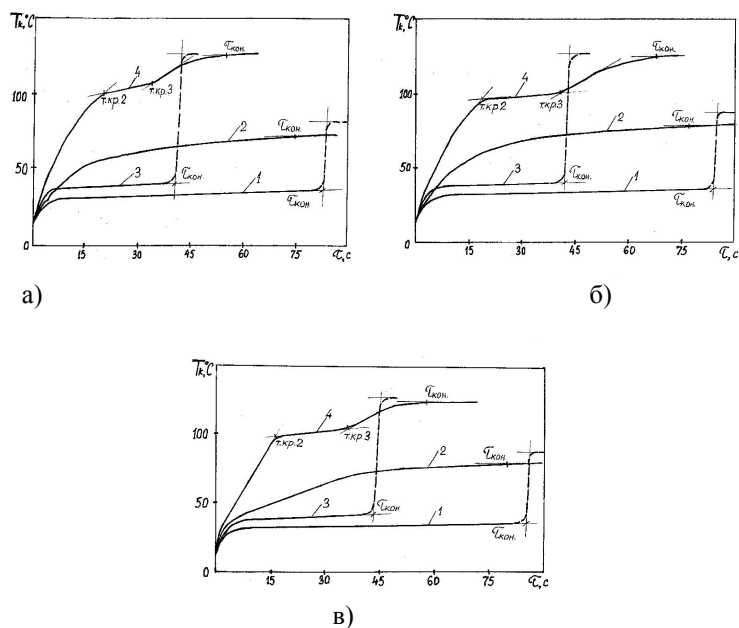
№/№	Обозначение исследуемого продукта	Композиционный состав
1.	БС-50А+С	БС-50А с введением 1,0 % сульфонола
2.	БС-85+С	БС-85 с введением 1,0 % сульфонола
3.	БС-50А + М	БС-50А с введением 1 % калиевого мыла
4.	БС-85 + М	БС-85А с введением 1 % калиевого мыла

Таблиця 3 – Исследованные составы по влиянию минеральных добавок на кинетические особенности процесса сушки

№/№	Обозначение исследуемого продукта	Композиционный состав
1.	БС-50А+С+СЖ	Введение в исходную дисперсию БС-50А 1,0 % сульфонола + 20 % саж
2.	БС-50А+С + МЛ	Введение в исходную дисперсию БС-50А 1,0 % сульфонола + 20 % мела
3.	БС-50А+С + КЛ	Введение в исходную дисперсию БС-50А 1,0 % сульфонола + 20 % каолина

Исследования проводились на экспериментальном стенде, разработанном в ИГТФ НАН Украины, схема которого описана в [1], позволяющим в каждом опыте получать одновременно графические зависимости изменения температуры обезвоживаемой капли продукта $T_k(\tau)$, а также с помощью кинокамеры производить киносъемку процесса, позволяющую фиксировать изменения диаметра капли в процессе обезвоживания $\delta_k(\tau)$, на основании которых можно выявлять характерные особенности протекания отдельных периодов обезвоживания и процессов структурообразования.

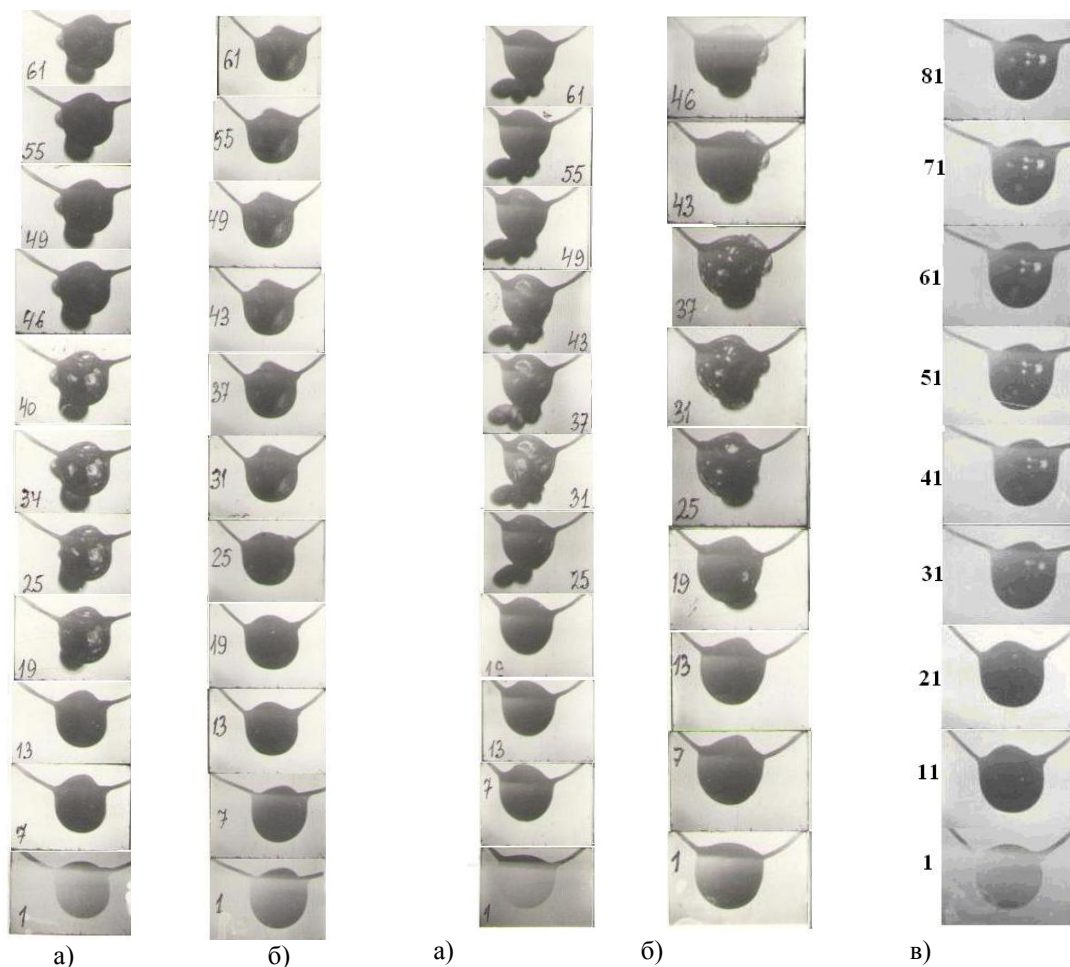
Температурные режимы, также как и тип ПАВ и добавок и их количественные соотношения в исходных продуктах задавались специалистами отраслевого института. Температурные режимы процесса обезвоживания водных дисперсий латексов были следующими: $T_B = 80, 100$ и 120 °С, выбранные с учетом термопластичных свойств исследуемых полимерных продуктов; скорость теплоносителя (воздуха) в опытах фиксировалась постоянной и составляла $V_B \approx 0,2$ м/с, δ_0 (начальный размер капли) $\approx 1,5 \cdot 10^{-3}$ м.



а) BC-50A; б) BC-70; в) BC-85; $\delta_0 \approx 1,5 \cdot 10^{-3}$ м.
 Режимы сушки: $T_g \approx 80$ °C: кривые 1, 2; $T_g \approx 120$ °C: кривые 3, 4.

Рис. 1 – Термограммы испарения капель воды и обезвоживания капель бутадиенстирильных латексов

На рис.1,а приведены термограммы процесса обезвоживания капель $T_k(\tau)$ бутадиен-стирольных латексов BC-50A при температуре воздуха $T_B = 80$ и 120 °C и скорости $V_B \approx 0,2$ м/с. Аналогичный характер носят зависимости $T_k(\tau)$ для двух других модификаций (рис. 1,б и рис.1,в). Из рис. 1,а видно, что для исследованных латексов температура капли T_k довольно быстро повышается в течение 20 с, затем темп роста T_k снижается и далее следует процесс досушки с достижением температуры частицы температуре среды. Можно считать, что температура капли в процессе обезвоживания при $T_B = 80$ °C=const изменяется по параболическому закону. Для капель чистой жидкости (воды), как видно из рис.1, после прогрева капли следует продолжительный период испарения при $T_k \approx T_{м.т.}$. Анализируя термограммы, можно отметить, что определение продолжительности сушки весьма затруднительно: процесс нагрева до $T_k \approx T_B$ заканчивается ранее, чем, видимо, удалена вся влага. Визуальные наблюдения, которые являются неотъемлемой частью исследований, показывают, что при температуре $T_B = 80, 100$ °C частицы по окончании процесса обезвоживания остаются вязкими, липкими, т.е. не высушиваются до твердого состояния. Конечные размеры таких капель $\delta_{кон.}$ по отношению к начальным, уменьшаются в основном, на 10-15 %. На рис.1,а также представлена термограмма процесса обезвоживания капель латекса BC-50A при $T_B = 120$ °C, для которых характерно наличие прямолинейного участка вблизи $T_k \approx 100$ °C, соответствующего явно выраженному периоду кипения влаги под коркой (пленкой), образующейся практически в самом начале процесса и которая в значительной степени препятствует влагопереносу из капли. В данном периоде наблюдаются раздувания, выхлопы и сжатия частицы, сопровождающие процесс интенсивного парообразования воды, обусловленного повышением давления паров под пленкой; частицы по окончании процесса обезвоживания остаются в потоке теплоносителя размягченными, вязкими. После выведения частицы из потока теплоносителя в среду с комнатной температурой она становится твердой. Для процесса при $T_B = 120$ °C период кипения довольно продолжителен и составляет 30 ... 35 % от общей длительности сушки, в течение которого происходит нагрев частицы до $T_k \approx T_B$ ($\tau_{кип}$ обозначен на термограммах между критическими точками т.кр2 и т.кр3). Соотношение продолжительностей периода пленкообразования $\tau_{пл.}$ и продолжительности периода кипения $\tau_{кип}$ составляет 1:1 или 1:1,2. Аналогичный характер термограмм при $T_B = 120$ °C наблюдался и для дисперсий BC-85 и BC-70.



а) без каких-либо добавок; б) с добавками ПАВ -1 % калиевого мыла. Режимные параметры: $T_B = 120\text{ }^\circ\text{C}$; $V_B = 0,2\text{ м/с}$; $\delta_0 \approx 1,5 \cdot 10^{-3}\text{ м}$

а) $T_B = 120\text{ }^\circ\text{C}$; $V_B = 0,2\text{ м/с}$; без каких-либо добавок; б) $T_B = 120\text{ }^\circ\text{C}$; $V_B = 0,2\text{ м/с}$; с добавкой ПАВ -1 % сульфанола; в) $T_B = 80\text{ }^\circ\text{C}$; $V_B = 0,2\text{ м/с}$; с добавкой ПАВ -1 % сульфанола. Во всех опытах $\delta_0 \approx 1,5 \cdot 10^{-3}\text{ м}$.

Рис. 2 – Кинограммы процесса обезвоживания капель водной дисперсии латекса БС-50А (наименее жесткая структура)

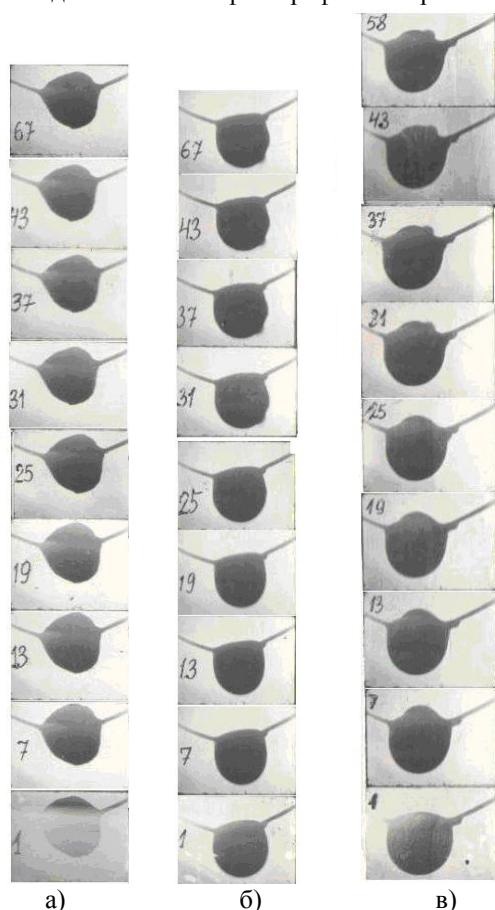
Рис. 3 – Кинограммы процесса обезвоживания капель водной дисперсии латекса БС-85 (наименее жесткая молекулярная структура)

Кинограммы процесса обезвоживания исследуемых водных дисперсий латексов снимались для капель разных начальных диаметров: $\delta_0 \approx 1,2 \dots 1,55 \cdot 10^{-3}\text{ м}$. Киносъемка проводилась покадрово через 5 с ($T_B = 80\text{ }^\circ\text{C}$) и 1 с ($T_B = 120\text{ }^\circ\text{C}$). В приведенных кинограммах $\delta_0 \approx 1,5 \cdot 10^{-3}\text{ м}$; нумерация кадров снизу вверх. Характер происходящих деформационных изменений показан на рис. 2. и рис. 3. При $T_B = 120\text{ }^\circ\text{C}$ (рис. 2,а и рис. 3,а), начиная с $\sim 19\text{ с}$ наблюдается перемещение массы продукта внутри частицы и поверхность как бы находится в подвижном состоянии. Размер капли в начале процесса практически не уменьшился, а в дальнейшем наблюдаются выхлопы и значительные изменения формы частицы и процесс влагоотдачи идет при изменении поверхности частиц и в конечном виде частица не имеет строго сферическую форму и по сравнению с начальным размером увеличилось $\sim 1,5$ раза. На основании полученных термограмм и кинограмм процесса, можно заключить, что происходящие деформационные изменения формы и размеров частиц могут оказывать нежелательное влияние на физико-механические характеристики порошка: насыпную плотность, угол откоса, время истечения и др.

Введенные ПАВ в исходные дисперсии БС-50А и БС-85 не выявили их влияние на характер зависимостей $T_k(\tau)$ и на продолжительность отдельных периодов и общего времени процесса обезвоживания. Кинограммы процесса (рис.2,б и рис.3,б) свидетельствуют, что используемые ПАВ уменьшили влияния температуры $T_B = 120\text{ }^\circ\text{C}$ на формообразование, и можно говорить, что

деформационные процессы разрыва оболочки и образование затем сферической или почти сферической формы частицы наблюдались и в случае сушки композиции БС-50+М(рис.2,б) и композиций БС-85+С (рис.3,б). При сушке капель композиции БС-85+С при $T_B = 80\text{ }^\circ\text{C}$ (рис.3,в) на протяжении процесса, в течение которого T_k становится близкой к $T_B \approx 80\text{ }^\circ\text{C}$, сферичность и размер капли (частицы) практически не изменялись.

Следует отметить, что когда капля еще достаточно влажная, поверхность ее гладкая и на фотографии капли (частицы) представляются просто темными; когда же начинается образование твердой фазы на поверхности и она под влиянием внутренних процессов перемешивания жидких масс находится в постоянном движении – на фотографии отображается более светлыми пятнами (рис. 2 и рис. 3).



а) БС-50А+С+СЖ; б) БС-50А+С+МЛ; в) БС-50А+С+КЛ.
Режимы сушки: $T_B \approx 120\text{ }^\circ\text{C}$; $V_B \approx 0,2\text{ м/с}$; $\delta_0 \approx 1,5 \cdot 10^{-3}\text{ м}$.

Рис. 4 – Кинограммы процесса обезвоживания капель водной дисперсии латекса БС-50А с сульфанолам (1 %) и минеральными добавками

Исследования влияния минеральных наполнителей (сажа марки П-803, мел и каолин) на кинетические особенности процесса обезвоживания капель дисперсий бутадиен-стирольных латексов проводились с модификаций БС-50А. Представленные на рис. 4 кинограммы обезвоживания капель композиционных составов БС+ 50А + С + СЖ и БС-50А+С+МЛ при $T_B = 120\text{ }^\circ\text{C}$ показывают, что образование твердой фазы происходит при более спокойном состоянии частицы на протяжении всего времени процесса. На начальной стадии, когда капля содержит еще достаточное количество влаги, поверхность капли – гладкая, форма ее сферична, размер капли почти не изменяется. Для капель БС-50А+С+СЖ, начиная с 11-го кадра наблюдали некоторое уменьшение размера капли, частица сжалась, но в дальнейшем размер и форма не изменялись, форма – почти овальная, отличная от строго сферической. Частицы на фотографии все темные, что свидетельствует о том, что процесс влагоотдачи через образовавшуюся твердую поверхность происходил без внутренних сложных процессов, обусловленных ростом давления паров воды внутри капли (частицы). Для капель БС-50А+С+МЛ сферичность в процессе высушивания сохраняется в большей степени.

Кинограммы процесса сушки капель дисперсии БС-50А с сульфанолам (1%) и минеральными добавками (20%) показали, что в течении времени термического воздействия, при котором температура капли

повышается от $T_k \approx T_0 \approx 15\text{ }^\circ\text{C}$ до $T_k \approx T_B \approx 120\text{ }^\circ\text{C}$ размер частиц практически не изменяется, табл. 4.

Таблица 4 – Размер частиц

Обозначение продукта	$\delta_{кон}/\delta_0$	Сферичность
БС-50А+С+СЖ	0,96	Несколько сплющена
БС-50А+С+МЛ	0,98	Сферична
БС-50А+С+КЛ	0,96	Сферична

Такие результаты объясняются тем, что с минеральными добавками значительно повысилась исходная концентрация по сухим в дисперсии, которая определила такую внутреннюю структуру, при

которой не происходит дисбаланс между значительным внутренним парообразованием и скоростью влагоотдачи с поверхности частицы. Термограммы свидетельствуют, что время $\tau_{\text{суш}} \approx \tau_{\text{терм}}$, а также длительность периода кипения практически не изменились, темп нагрева в периоде коркообразования dT_K/dt (таблица 5) для капель композиционного состава несколько снизился, что определило несколько большее значение $\tau_{\text{кр}2}$.

На основании проведенных исследований было установлено:

- использование ПАВ не привело к интенсификации влагопереноса и можно считать не повлияло на $\tau_{\text{общ}}$, но оказало влияние на структурирование и формообразование частиц при обезвоживании при $T_B = 120^\circ\text{C} > T_{\text{кип}}$;
- на длительность отдельных периодов и общего времени процесса также не оказала какого-либо существенного влияния ни одна из исследованных минеральных добавок, степень монолитности оставалась идентичной для композиций на основе дисперсии БС-50А.

Таблица 5 – Значения некоторых кинетических характеристик при сушке капель водных дисперсий латексов композиционного состава

№/№	Длительность периодов	БС-50А	При $T_B=120^\circ\text{C}$, $V_B = 0,2\%$		
			БС-50А+С+СЖ	БС-50А+С+МЛ	БС-50А+С+КЛ
1	$\tau_{\text{кр}2}$	19,5	21	23	22
2	$\tau_{\text{кр}3}$	36,0	32	40	38,5
3	$\tau_{\text{суш}}$	24,2	29	25	24
4	$\tau_{\text{общ}}$	62,0	59	65	62,5
5	$\tau_{\text{кип}}$	16,5	12,5	17,2	16,5
6	$(dT_K/dt)^\circ\text{C}/\text{c}$	~ 4,6	~ 4,2	~ 3,8	~ 3,9

Также следует отметить, что в процессе распылительной сушки продуктов с содержанием основного полимера в дисперсии $C_o \geq 50\%$ в более значительной степени проявляются свойства обезвоживаемого поверхностного слоя капли лимитировать внешнюю влагоотдачу и осложняют внутренние процессы тепловлагопереноса. В качестве рекомендации следует снизить начальное содержание твердой фазы в исходных дисперсиях (ниже 50%), как было показано нами при исследованиях других полимерных или биополимерных продуктов, как объектов сушки в диспергированном состоянии: синтетические смолы, ячменно-солодовый экстракт и др.[1-3]. Рациональное содержание сухих в таких продуктах, подаваемых в распылительную сушильную установку, должно быть, не более:

$$C_o \approx 40 \dots 45\%$$

Таким образом, создание композиционных составов продуктов на основе исходных дисперсий латексов, как следует из проведенных исследований, позволяют управлять процессом структурирования, сглаживать деформативную нагрузку на частицу изнутри (особенно в периоде кипения) и получать продукт с необходимыми структурно-механическими характеристиками.

Литература

1. Долинский А. А., Малецкая К. Д., Шморгун В. В. Кинетика и технология сушки распылением. – Киев: Наук. Думка.-1987.- 224 с.
2. Двостадійна технологія виробництва порошоків яєчного меланжу // Харчова і переробна промисловість.- № 7.- 2005, - с.19-20.
3. Турчина Т. Я., Малецкая К. Д., Жукотский Э. К. Разработка технологии производства высококачественных порошков солодовых экстрактов методом распылительной сушки // Промышленная теплотехника -2011. т. 33, № 7. с. 183-184.

РЕСУРСОЕНЕРГООЩАДНИЙ КАСКАДНИЙ ЕКСТРУДЕР ДЛЯ ПЕРЕРОБКИ ПОЛІМЕРНИХ МАТЕРІАЛІВ

Плешко О.В., магістрант, Швед М.П., к.т.н., доц., Швед Д.М., інженер
Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

Проведено аналіз конструкцій каскадних схем екструзії для переробки полімерних матеріалів, виділені переваги та недоліки конструкцій, та обрано конструкції, що є найбільш ефективними для переробки полімерних матеріалів.

Проведен анализ конструкций каскадных схем экструзии для переработки полимерных материалов, выделены преимущества и недостатки конструкций, и избраны конструкции, которые являются наиболее эффективными для переработки полимерных материалов.

The analysis of the structures of cascade schemes for extrusion processing of polymeric materials. Selected advantages and disadvantages of designs and selected structures that are most effective for the processing of polymeric materials.

Ключові слова: екструзія, екструдер, полімер, гомогенізація, дозування.

Вступ

У хімічному машинобудуванні значна увага приділяється створенню економічних високопродуктивних машин для переробки полімерів і пластичих мас, а також покращенню якості одержуваної продукції [1,2]. Особливого значення ці питання набувають під час переробки композиційних та механотермочутливих полімерних матеріалів.

Досить ефективними при цьому можуть стати модифіковані каскадні екструдери, де в якості розплавляючого-гомогенізатора використовують дискові екструдери, які характеризуються простотою конструкції, високим змішувальним ефектом і відносно низькою енергоємністю [3,5].

Постановка задачі

В традиційних одночерв'ячних екструдерах пульсації тиску, спричинені флуктуацією параметрів сировини й нестабільністю температури в різних зонах екструдера, призводять до перевитрат сировини на рівні 5...8 % [2].

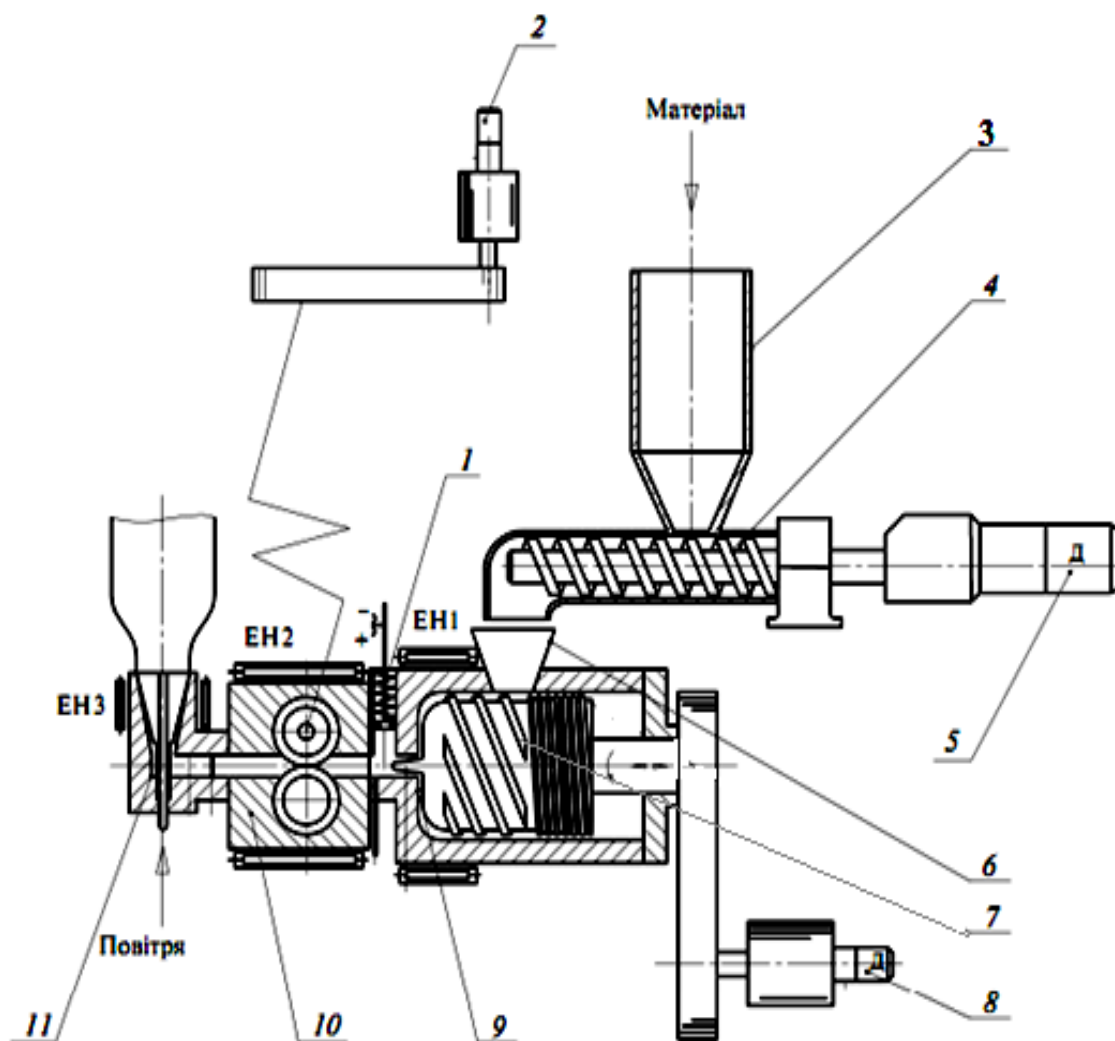
Прагнення дослідників і конструкторів усунути зазначені недоліки привели до створення каскадних екструдерів, з усієї різноманітності конструктивних рішень яких найбільш прийнятним є комбінація послідовно сполучених між собою дискового екструдера та шестеренного насоса [4,9]. Такий каскадний дисково-шестеренний екструдер характеризується високою якістю підготовки розплаву, точністю його дозування та можливістю забезпечення значного тиску, достатнього для продавлювання високогомогенізованого розплаву крізь довільний формувальний інструмент.

Метою статті є аналіз можливостей використання каскадних схем з дозуючими шестеренними насосами для зменшення перевитрат сировини та підвищення ефективності процесу екструзії.

Викладення основного матеріалу

Розроблений каскадний дисково-шестеренний екструдер (рис. 1) [6,7,8] містить такі основні елементи: шнековий дозатор 4, безпосередньо дисковий екструдер 7 і спеціально розроблений з коригованим зачепленням шестерень нагнітальний дозувальний шестеренний насос 10. Особливістю розробленого екструдера є те, що всі три його основні елементи оснащені приводами 2, 5, 8 з можливістю безступінчастого регулювання частоти обертання їх робочих органів, а також встановлення між дисковим екструдером і шестеренним насосом компенсатора 1, який має зворотній зв'язок з приводом дозатора та узгоджує продуктивність дозатора і шестеренного насоса.

Перероблювана полімерна сировина з бункера 3 дозується в завантажувальну горловину 6 дискового розплавляючого-гомогенізатора, де вона захоплюється багатозахідною гвинтовою нарізкою завантажувально-пластикувальної зони диска, розігрівається за рахунок енергії дисипації і у вигляді напіврозплаву надходить у торцевий робочий зазор 9, де завершується плавлення полімеру і його гомогенізація. Під дією створюваного в шестеренному насосі 10 вакууму, а також тиску, який забезпечується гвинтовою нарізкою завантажувально-пластикувальної зони диска та ефектом Вайссенберга в торцевому робочому зазорі, розплав заповнює міжзубні западини шестерень, які під час обертання забезпечують сталу продуктивність і тиск розплаву, необхідний для його проходження крізь формувальний інструмент 11.



1 — компенсатор; 2, 5, 8 — приводи обертових органів екструдера; 3 — бункер; 4 — шнековий дозатор; 6 — завантажувальна горловина; 7 — дисковий екструдер; 9 — торцевий робочий зазор дискового екструдера; 10 — шестеренний насос; 11 — формувальний інструмент; EH1, EH2, EH3 — нагрівники відповідно дискового екструдера, шестеренного насоса і формувального інструмента

Рис. 1 – Схема каскадного дисково-шестеренного екструдера

У найбільш поширених одночерв'ячних екструдерах масова продуктивність і якість розплаву залежать від узгодженої роботи зон подавання, плавлення та гомогенізації, яка забезпечується необхідною геометрією зон черв'яка та температурним режимом і часто порушується в результаті зміни типу перероблюваної сировини, її насипної густини або опору формувального інструмента. У цьому випадку необхідно встановлювати черв'як з відповідною геометрією або істотно знижувати продуктивність екструдера.

Цих недоліків можна уникнути в разі застосування зазначеного каскадного дисково-шестеренного екструдера, в якому перебіг процесів подавання сировини, її плавлення і гомогенізації одержуваного розплаву можна регулювати незалежно один від одного за рахунок регулювання термомеханічного навантаження на матеріал в дисковому екструдері за допомогою зміни частоти обертання диска або регулювання величини робочого зазору 9 при незмінній продуктивності («голодне живлення»), а шестеренний насос з тиском на вході в 3-5 МПа вирівнює пульсацію розплаву і створює тиск в 20-35 МПа, необхідний для подолання опору формуючого інструмента. Крім цього, запропонована каскадна схема екструзії дозволяє зменшити зони пластифікації й гомогенізації, а також гнучко контролювати підведення енергії до матеріалу на кожній стадії процесу.

Висновок

Застосування каскадних екструдерів дозволяє чіткіше встановлювати менш енергоємні режими екструзії, оскільки плавлення й гомогенізація відбувається за високих швидкостей зсуву й відносно невеликих тисків, в основному за рахунок енергії дисипації. Крім того, дозування розплаву за допомогою шестеренного насоса також суттєво розширює технологічні можливості каскадного екструдера і дозволяє зменшити перевитрати сировини і енергії на 3-5 % [3].

Література

1. Ким В. С. Теория и практика экструзии полимеров. — М.: Химия, Колос, 2005. — 568 с.
2. Раувендааль К. Экструзия полимеров / Пер. с англ. под ред. А. Я. Малкина. — СПб.: Профессия, 2006. — 768 с.
3. Мурдід Н. В. Каскадний дисково-шестеренний екструдер для переробки полімерних матеріалів / Н. В. Мурдід, М. П. Швед, І. О. Мікульонок, Д. М. Швед // Наукові вісті НТУУ «КПІ». — 2009. — № 2. — С. 74-77.
4. Мікульонок І.О., Радченко Л.Б. Переробка вторинної сировини екструзією. — К.: ІВЦ “Видавництво «Політехніка»”, 2006. — 184 с.
5. Домінова Г.В. Енергоефективна екструзія термопластів./ Корнієнко Я.М., Швед М.П.,
6. Домінова Г.В., Швед М.Д./Наукові вісті НТУУ «КПІ».-2011.
7. Пат. 44266 Україна, МПК (2009) В29С 47/00. Дисковий екструдер/ Швед М.П., Мікульонок І.О., Мурдід Н.В., Швед Д.М.; заявник і патентовласник Націон. техн. ун-т України «Київ. політехн.ін-т».-№и200904334; заявл. 30.04.2009; опубл. 25.09.2009, бюл. №18
8. Пат. 60000 Україна, МПК (2011.01) В29С 47/00. Дисковий екструдер/ Швед М.П., Швед Д.М. Мікульонок І.О., Сафонов С.В.; заявник і патентовласник.- Швед М.П., Мікульонок І.О., Сафонов С.В., Швед Д.М. - №и201013199; заявл. 08.11.2010; опубл. 10.06.2011, бюл. №11
9. Пат. 75728 Україна, МПК (2006.01) В29С 47/52. Дисковий екструдер/ Швед М.П.,Резнік Р.Ю., Швед Д.М.; заявник і патентовласник.- Швед М.П., Резнік Р.Ю., Швед Д.М. - №и 201206793; заявл. 05.06.2012; опубл. 10.12.2012, бюл. №23
10. Луценко І.В., Богатир А.С. Переваги використання каскадних схем дозуючих шестеренних насосів при екструзії полімерів./ Швед М.П., Швед Д.М., Луценко І.В., Богатир А.С.//Технологічний аудит та резерви виробництва. — 2013. - №2(9).

УДК 631.878+662.73

ЗАСТОСУВАННЯ ПУЛЬСАЦІЙНОГО ДИСПЕРГАТОРА ДЛЯ ІНТЕНСИФІКАЦІЇ ДИСПЕРГУВАННЯ ФРЕЗЕРНОГО ТОРФУ

Іваницький Г. К., д-р техн. наук, пров. наук. співр., Гоженко Л. П., аспірант
Інститут технічної теплофізики Національної академії наук України, м. Київ

Представлені результати експериментальних досліджень диспергування фрезерного торфу низинного типу на пульсаційному диспергаторі.

The results of the experimental research of dispersion of the milled peat lowland type on the pulse dispersant are presented.

Ключові слова: ДІВЕ, диспергування, кавітація, пульсаційний диспергатор, гумінова складова.

Використання торфу як комунально-побутового палива спрямоване на заміну дорогих видів палива дешевшими та задоволення значною мірою потреб населення і об'єктів малої енергетики в твердому паливі в регіонах України зі значними запасами торфу. Торфові палива є найдешевшими і ефективними при перевезеннях в межах торфовидобувних областей. Понад 80 % торфу в Україні використовують як паливо, в той час як у світі більше 80 % торфу використовують у сільському господарстві як джерело гумусу. В Україні 96 % всіх запасів торфу становить торф низинного типу, найбільш багатий на гумінові речовини (ГР) і придатний для виробництва різних видів продукції на їх основі.

В ІТТФ НАН України в розвиток методу дискретно-імпульсного введення енергії (ДІВЕ), що забезпечує інтенсивний кавітаційний вплив на дисперсну фазу, в різних галузях промисловості використовуються ефективні технології, в основі яких застосовують пульсаційні диспергатори з періодичним зміненням тиску в робочій камері [1, 2], перевагами яких є висока, у порівнянні з роторно-пульсаційними апа-

ратами, продуктивність, незалежність від абразивності оброблюваного матеріалу, відсутність в апараті частин, що труться та обертаються. Такі апарати використовують як ефективні мішалки (перемішувачі), гомогенізатори та екстрактори [2].

Використання кавітації в технологіях одержання гумінових препаратів дає можливість досягнення їх високої фізіологічної активності, великого виходу водорозчинних органічних речовин, протікання реакцій гідротермального синтезу. Саме тому ключовою ідеєю досліджень постало створення на основі пульсаційних диспергаторів малозатратної технології вилучення частини гумінової складової з торфу на стадії попередньої підготовки сировини для виробництва торфопалива.

Метою дослідження є порівняння ступеня диспергування сухого та невисушеного фрезерного торфу.

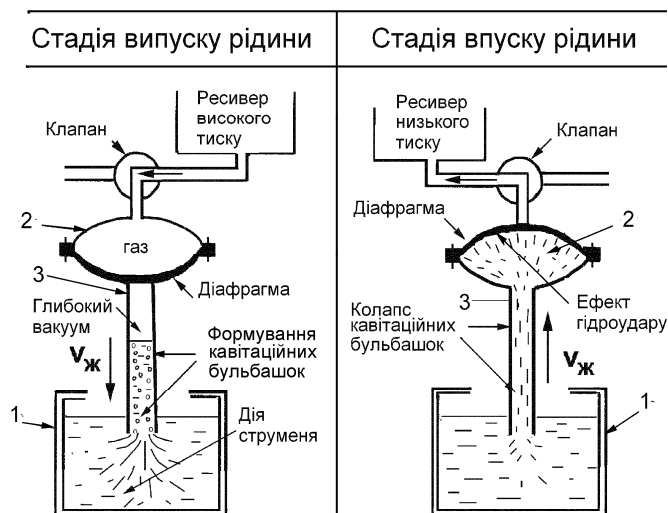


Рис. 1 – Принципова схема, головні стадії роботи та основні процеси, що відбуваються в пульсаційному диспергаторі.

На рис. 1 зображено принципову схему пульсаційного диспергатора, який складається з ємності 1, пульсатора (камера пульсатора 2 та труба пульсатора 3), гнучкої діафрагми всередині камери, що розділяє рідинний та газовий тракти апарата. Електромагнітний клапан 4 за заданою програмою з періодичністю 1,5-2 с по чергово з'єднує камеру з ресивером низького тиску (0,022-0,024 МПа) та з ресивером високого тиску (0,25-0,35 МПа). Працює пульсаційний диспергатор наступним чином. У ємність 1 завантажують компоненти суміші. Під час з'єднання камери пульсатора 2 з ресивером високого тиску суміш по трубі 3 виштовхується з камери 2 в ємність 1. При цьому пульсаційному диспергаторі відбуваються наступні гідродинамічні ефекти. При русі суміші вниз по трубі 3 відбувається повне перекриття діафрагмою перерізу труби і відрив рідини від діафрагми із створенням області глибокого вакууму над поверхнею рідини та кавітаційних бульбашок у самій рідині. При цьому в ємності 1 спостерігається розвинене турбулізаційне макроперемішування. Після з'єднання камери з ресивером низького тиску при русі суміші вверх по трубі 3 відбувається різке гальмування рідинного струменя в камері 2 із гідроударом і, як наслідок, колапс кавітаційних бульбашок. Захлопування кавітаційних бульбашок в камері апарата і в трубі супроводжується інтенсивним перемішуванням гетерогенної суміші і подрібненням твердої дисперсної фази. Якщо дисперсна фаза (рідинна суміш) є продуктом рослинного походження, в процесі розвиненої кавітації відбувається ефективно екстрагування (вилучення з клітин).

Варіація геометрії апарату (об'єму камери, довжини і діаметра труби), а також режимних параметрів (тиску в кожному з ресиверів, періодичність зміни тиску), проведена під час дослідження, дозволяє відшукати і теоретично обґрунтувати оптимальний режим диспергування та екстрагування.

Дослідження режимів роботи пульсатора проводили на основі математичної моделі гідродинамічних та масообмінних процесів в рідинному та газовому трактах апарата [3].

Теоретичні залежності основних фізичних параметрів процесу обробки відображені на рис. 2-3, що наведені нижче. Тиск P в оброблюваній рідині коливається від 0 до 2,5 Атм (гідроудар), при цьому швидкість рідини V змінюється від +8 м/с до - 12 м/с.

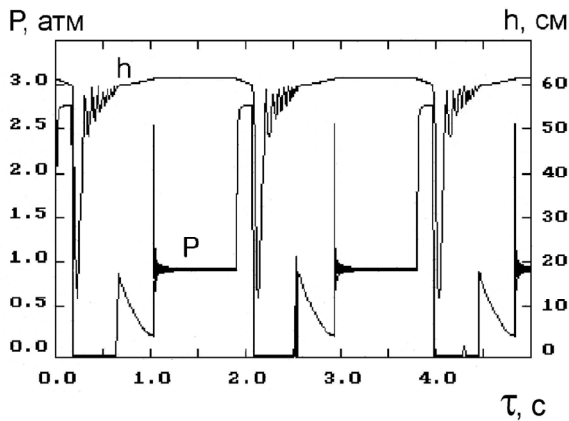


Рис. 2 – Динаміка зміни тиску P в рідині та рівня суспензії h в трубі пульсатора.

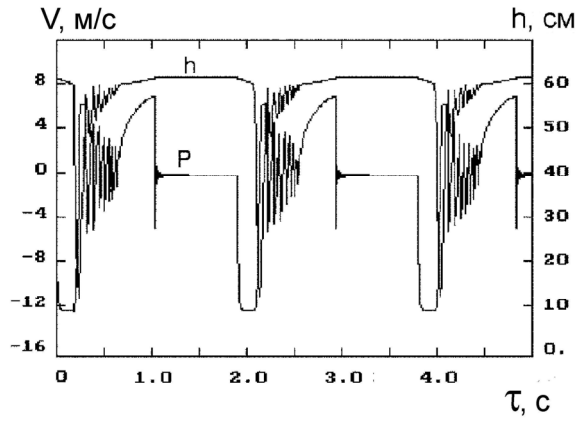


Рис. 3 – Динаміка зміни швидкості суспензії V та рівня рідини h в трубі пульсатора.

Відповідно до одержаних параметрів процесу провели дослідження з визначення ступеня диспергування висушеного та невисушеного фрезерного торфу при кімнатній температурі і різних масових концентраціях C , % (10, 15, 20, 25, 30). За результатами значень висоти відстоювання для невисушеного фрезерного торфу залежно від початкових масових концентрацій та тривалості обробки спостерігається зменшення значень висоти відстоювання зі збільшенням масової концентрації та тривалості обробки. Отримана залежність вказує на однорідність отриманої суміші «невисушений торф - вода» при масовій концентрації торфу $C=25\%$. У суміші «торф – вода» при масовій концентрації висушеного торфу $C=25\%$ 5 і 10 хв обробки після добового відстоювання спостерігалася рідина світло коричневого кольору, 15, 20 і 25 хв обробки – насиченого коричневого кольору. Значення висоти відстоювання збільшуються зі збільшенням тривалості обробки. Суміш після 25 хв обробки неоднорідна.

За результатами оптичної мікроскопії на мікроскопі проходячого світла «AXIO IMAGER» (збільшення у 640 раз) для визначення ступеня диспергування фрезерного торфу побудована залежність середнього арифметичного розміру частинок від часу обробки при відповідних масових концентраціях, яка зображена на рис. 4. Спостерігається найкращий результат для масової концентрації торфу 30% після 25 хв обробки. В полі зору присутні переважно частинки за величиною менші 10 мкм.

D , мкм

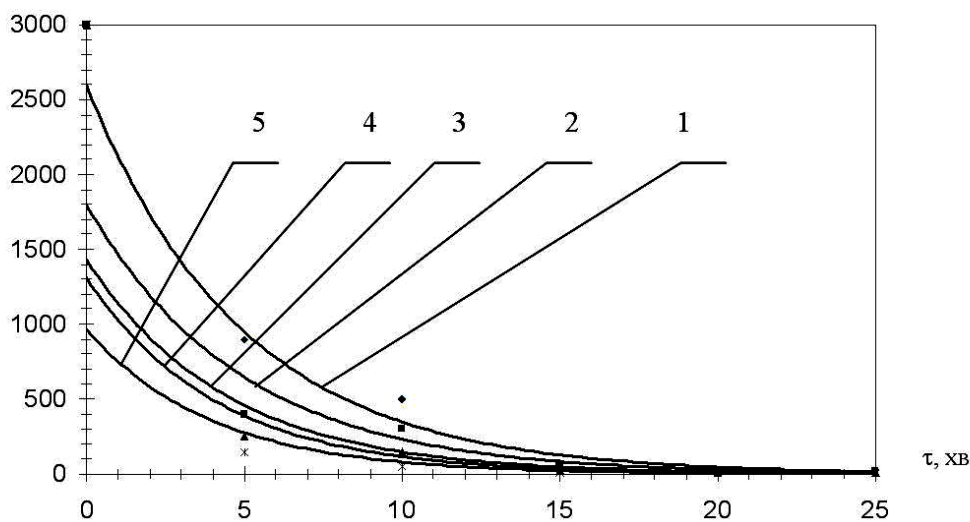


Рис. 4 – Залежність середнього розміру частинок фрезерного торфу D від часу обробки t при співвідношенні масових концентрацій «торф-вода» відповідно, %:
1 – 10; 2 – 15,5; 3 – 20; 4 – 25; 5 – 30.

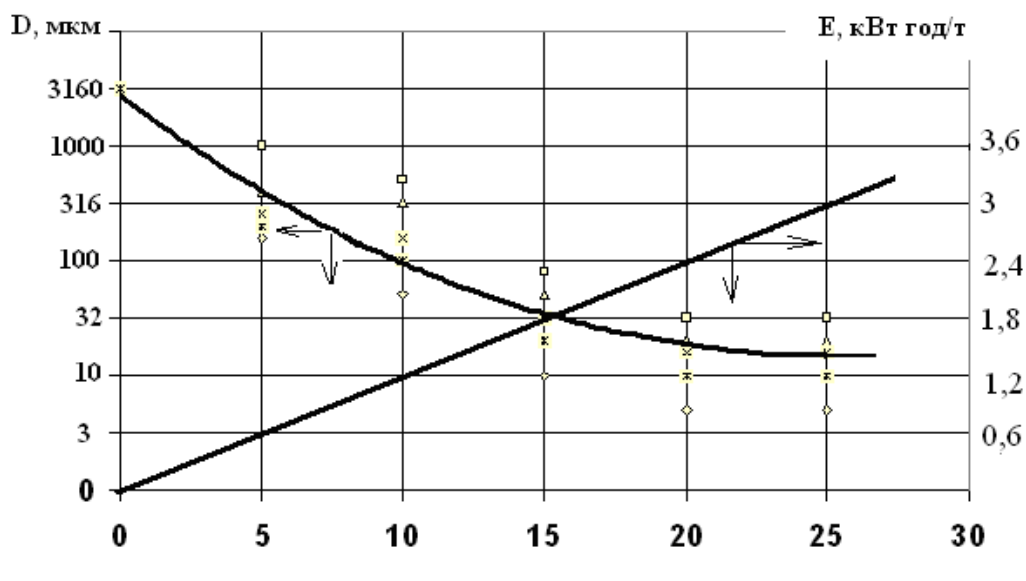


Рис. 5 – Залежність середнього розміру часток дисперсної фази D суспензії «торф-вода» та питомих енерговитрат E від тривалості обробки на пульсаційному диспергаторі при масових концентраціях торфу відповідно, %: \square - 10; Δ - 15; \times - 20; $--$ 25; \diamond - 30.

Питомі енерговитрати на зменшення середнього арифметичного розміру часток фрезерного торфу на пульсаційному диспергаторі майже на три порядки (від ≈ 3000 мкм до 5 мкм) не перевищувала 3 кВт-год/т при тому, що витрати на диспергування традиційними методами (пропелерними, механічними мішалками, міксерами, гідромоніторними змішувачами, кульовими млинами тощо) сягають 6 – 20 кВт-год/т. [1, 2].

Висновки

1. Після обробки на пульсаційному диспергаторі протягом 25 хвилин агрегати торфу подрібнюються від ≈ 3000 мкм до ≈ 5 мкм, при цьому волокнисті включення не розриваються.
2. Питомі енерговитрати на обробку суспензій «торф-вода» не перевищують 3 кВт-год/т.
3. Оптимальна масова концентрація торфу для диспергування системи «торф-вода» на пульсаційному диспергаторі становить $C=30$ %.
4. Значна різниця ступенів дисперсності висушеного та невисушеного фрезерного торфу не спостерігається.

Результати проведених експериментальних досліджень та їх узагальнення дозволили визначити раціональні режими диспергування торфу та обґрунтувати включення в класичну технологію виготовлення торфопалива стадію вилучення гумінової складової за методом ДІВЕ.

Література

1. Долинский А. А., Иваницкий Г. К. Тепломассообмен и гидродинамика в парожидкостных дисперсных средах. Теплофизические основы дискретно-импульсного ввода энергии // НАН Украины, Институт технической теплофизики. - Киев: Наукова думка, 2008. - 381 с.
2. Долинский А. А., Басок Б. И., Шурчкова Ю. И. и др. Дискретно-импульсный ввод энергии в технологиях. - К.: Изд. ИТТФ НАНУ, 1996. - 208 с.
3. Иваницкий Г. К., Корчинский А. А., Матюшкин М. В. Математическое моделирование процессов в пульсационном диспергаторе ударного типа // Проблемы промышленной теплотехники, Киев, №1, 2003, с.29-34.

ФИЗИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ТЕПЛОМАССОПЕРЕНОСА В НАСАДКАХ РЕГУЛЯРНОЙ СТРУКТУРЫ С ПЕРЕКРЕЩИВАЮЩИМИСЯ КАНАЛАМИ

Рябова И.Б., канд. техн. наук, доцент, Гапонова Е.А., канд. техн. наук, доцент,
Горбунов К.А., канд. техн. наук, доцент

Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт», г. Харьков

Экспериментально получены зависимости для определения интегрального коэффициента теплоотдачи и аэродинамического сопротивления орошаемых насадок регулярной структуры с перекрещивающимися каналами

The experimentally received dependence for the determination of the integral heat transfer coefficient and aerodynamic drag of humidified regular structure package with cross-section channels

Ключевые слова: орошаемые насадки, косогофрированные пластины, коэффициент теплоотдачи.

Постановка проблемы. Снижение потребления энергии, материалоемкости и ресурсосбережение в технологическом оборудовании различных отраслей промышленности является одной из важнейших задач современного машиностроения.

Так в современном массо- и теплообменном оборудовании различного назначения широко используются орошаемые насадки регулярной структуры, позволяющие создавать компактные аппараты. Одним из перспективных видов являются насадки из гидрофильных косогофрированных пластин Френкеля [1]. Они представляют собой пакеты пластин, уложенных друг на друга таким образом, что образуют систему перекрещивающихся каналов переменного сечения. Это способствует возникновению вихревых течений в каналах и интенсификации процессов конвективного переноса. Известно, что насадки данного типа имеют коэффициент сужения фронтального сечения около 0,9, обладают весьма низким гидравлическим сопротивлением и характеризуются высокой степенью интенсификации процессов теплообмена.

Однако, данные по теплоаэродинамическим характеристикам таких насадок представлены в достаточно узком диапазоне геометрических параметров и массовых скоростей газа [2]. Анализ литературных источников, данных каталогов и проспектов ведущих зарубежных фирм показал, что в последнее время имеется тенденция к увеличению амплитуды и шага гофрирования. Вероятно, это обусловлено улучшением аэродинамической обстановки в каналах пластин в части увеличения равномерности распределения водяной пленки, снижения вероятности срыва капель водной поверхности и их выноса за пределы насадки, рациональной интенсификацией процессов теплообмена в каналах с большими эквивалентными диаметрами d_e . Это делает особо актуальным определение аэродинамического сопротивления и коэффициента теплоотдачи в насадках из косогофрированных пластин в диапазоне изменения основных параметров насадок, учитывающем современные тенденции увеличения эквивалентного диаметра каналов насадок.

Постановка задачи и ее решение. Задачей экспериментального исследования насадок из пластин Френкеля является установление зависимостей между вторичными факторами (коэффициент теплоотдачи и аэродинамическое сопротивление) и первичными факторами (геометрические параметры: амплитуда и шаг гофры, угол скрещивания каналов, массовая скорость воздуха).

С целью выяснения реально достижимых уровней теплотехнических характеристик насадок из пластин Френкеля была проведена серия экспериментальных исследований образцов таких насадок с различными геометрическими параметрами амплитудой A , шагом гофрирования H , углом скрещивания φ , толщиной пластин δ , массовой скоростью воздуха в каналах насадки w .

Для выявления влияния каждого из факторов и с целью минимизации количества исследуемых образцов насадок был применен метод греко-латинских квадратов [3]. От всех других методов планирования эксперимента этот метод отличается простотой и минимальным количеством данных при сохранении одинаковой точности обобщенной информации. При этом полагается, что обобщенная зависимость для вычисления определяемых величин представляется в виде произведения функций влияния отдельных факторов. В нашем случае толщина пластин изменялась незначительно и была исключена из рассмотрения в качестве первичного фактора. Таким образом для проведения испытаний

на трех уровнях геометрических параметров необходимо иметь всего лишь девять моделей опытных насадок.

Исследуемые образцы насадок были изготовлены из алюминиевой фольги толщиной от 0,25 до 0,6 мм. На поверхность алюминия с помощью метода химической обработки, разработанного в НТУ «ХПИ», было нанесено гидрофильное покрытие. При средней толщине поверхностного слоя около 80 мкм имеет место высокая гидрофильность и гигроскопичность рассматриваемого материала. Так 1 м² обработанной алюминиевой фольги адсорбирует около 0,080 кг воды, что составляет 20 % веса материала. Краевой угол смачивания равен 0°. Материал покрытия характеризуется также высокими капиллярными свойствами. В опытных образцах высота подъема жидкости по поверхности составляет 0,1 м, что является достаточно высоким показателем.

Испытания образцов насадок проводились на стенде, представляющем собой аэродинамическую трубу разомкнутого типа. Основным элементом стенда являлся рабочий участок сечением 0,25*0,25 м, в который помещался исследуемый блок. Для обеспечения достаточно высоких психрометрических разностей температур воздуха в стенде имелся электронагреватель регулируемой мощности. С целью стабилизации скоростного поля перед исследуемым объектом на установке применялся способ просасывания воздуха вентилятором. Регулирование воздухопроизводительности вентилятора достигалось дроссельной заслонкой, установленной на его выхлопном коллекторе.

Измерение расхода воздуха и аэродинамического сопротивления производилось стандартными манометрами типа ММН-250 посредством изготовленного в соответствии с рекомендациями ЦАГИ им. Н.Е. Жуковского измерительного коллектора и точек отбора статического давления. Для устранения температурных расслоений воздушного потока по сечению воздуховода до и после испытываемой модели применялись смесители лопаточного типа с последующей установкой за ними успокоителей крупномасштабной турбулизации потока и выравнивающих сеток. Измерение температур воздуха на входе в стенд, а также перед моделью и на выходе из нее по сухому и мокрому термометрам производилось на стабилизированных участках лабораторными термометрами с ценой деления 0,1 °С. Батистовые чехлы на мокрых термометрах смачивались дистиллированной водой и периодически заменялись чистыми.

Для проверки выбранной методики и метрологического обеспечения стенда были проведены испытания фрагмента насадки шведской фирмы «Munters», изготавливаемой из специальной бумаги, пропитанной фенолформальдегидными смолами, для которой известны ее теплоаэродинамические характеристики [4]. Тестовая насадка имела следующую геометрию пластин: амплитуду гофрирования $A = 6,5$ мм, шаг $H = 15,0$ мм, угол скрещивания каналов $\varphi = 30+60=90^\circ$, коэффициент сужения фронтального сечения $k_c = 0,949$ и глубину $l = 0,1$ м.

Сравнение опубликованных данных и результатов испытания насадки показало достаточно высокую точность совпадения. Так, например, при скорости во фронтальном сечении равной 2,4 м/с разница в NTU составляет 8 %, а по аэродинамическому сопротивлению $\Delta p = 3,7$ %, при скорости 1,85 м/с разница в NTU составляет 3 %, по $\Delta p = 9,4$ %.

Для изучения теплоаэродинамических характеристик были выбраны насадки, геометрические параметры которых лежат в следующем диапазоне: амплитуды гофрирования $A = 5\div 9$ мм, шага гофрирования $H = 9\div 21$ мм, угла скрещивания $\varphi = 30^\circ\div 90^\circ$, массовой скорости во фронтальном сечении $v_p = 2\div 6$ кг/(м²·с).

В соответствии с методикой рационального планирования эксперимента [3] каждый из определяющих геометрических факторов должен иметь три уровня изменения, то есть: $A = 5$ мм, 7 мм, 9 мм; $H = 9$ мм, 15 мм, 21 мм; $\varphi = 90^\circ$, 60° , 30° . В этом случае при девяти моделях насадочных блоков, каждый из них должен иметь сочетание геометрических параметров, представленное в нижеприведенном греко-латинском квадрате (табл. 1). В вертикальных столбцах таблицы приведены значения амплитуды гофрирования исследуемых образцов, мм.

Таблица 1 – Параметры исследуемых образцов насадок

Угол скрещивания каналов, °	Шаг гофрирования, мм		
	9	15	21
30	5	7	9
60	7	9	5
90	9	5	7

Значения средней скорости, выбранные при проведении исследований, составляли 1,5 м/с, 2,5 м/с, 3,5 м/с.

Интегральные значения коэффициентов теплоотдачи определялись исходя из того, что тепломассообмен при движении воздуха над смоченной поверхностью в установившемся адиабатном режиме (при постоянных параметрах входящего воздуха) протекает при постоянной температуре по мокрому термометру.

В этом случае уравнение, описывающее изменение температуры воздуха по длине канала имеет вид:

$$\frac{dt_g}{dx} = \frac{\alpha \cdot b}{c_p \cdot G_g} (t_m - t_g).$$

Интегрируя это выражение по длине, получим:

$$E = 1 - e^{-\alpha F / (c_p G_g)} = 1 - e^{-NTU},$$

откуда интегральный коэффициент теплоотдачи

$$\alpha = -\ln(1 - E) \frac{c_p G_g}{F} = NTU \frac{c_p G_g}{F}; \quad (1)$$

$$E = \frac{t_{c1} - t_{c2}}{t_{c1} - t_m},$$

где α – коэффициент теплоотдачи от поверхности тепломассообмена, кВт/(м²·К); E – коэффициент адиабатной эффективности; c_p – удельная теплоемкость воздуха, кДж/(кг·К); G_g – массовый расход воздуха, кг/с; NTU – число единиц переноса; F – поверхность тепломассообмена, м², t_{c1}, t_{c2}, t_m – температуры воздуха по сухому термометру на входе и на выходе из насадки и температура по мокрому термометру соответственно, °С.

Таким образом, изменяя в установившемся режиме параметры воздуха на входе и на выходе из насадки, можно по (1) определять зависимости коэффициентов внешней теплоотдачи от скорости для различных типов таких насадок.

В результате обработки экспериментальных данных было проанализировано влияние каждого из факторов и получены обобщенные зависимости для числа единиц переноса, интегрального коэффициента теплоотдачи и аэродинамического сопротивления насадок.

Число единиц переноса:

$$NTU = 659 \cdot l \cdot (\nu\rho)^{-0.355} \cdot A^{-1.02} \cdot H^{-0.76} \cdot \varphi^{0.62}. \quad (2)$$

Указанная зависимость справедлива в следующих диапазонах изменения параметров $5 \leq A \leq 9$ мм; $9 \leq H \leq 21$ мм; $30 \leq \varphi \leq 90^\circ$, $1.8 \leq \nu\rho \leq 4.2$ кг/(м²·с).

Для проведения расчетов при сравнении эффективности различных типов насадок, а также расчетов, по определению количества требуемого материала пластин, оказывается удобным теплотехнические характеристики насадок представить в традиционном виде

$$Nu = \frac{\alpha \cdot d_s}{\lambda},$$

где интегральный коэффициент теплоотдачи определяется по следующему выражению:

$$\alpha = 81,97 (\nu)^{0.64} \cdot A^{-0.45} \cdot H^{-0.12} \cdot \varphi^{0.59}. \quad (3)$$

Величину эквивалентного диаметра d_s можно определить по формуле:

$$d_s = \frac{4}{q} - 2\delta,$$

где q – удельная поверхность тепломассообмена насадки, м²/м³, вычисляемая по эмпирической формуле:

$$q = \frac{F_{mo}}{F_{\phi p} \cdot L} = 4581 \cdot A^{-0.49} \cdot H^{-0.53}.$$

Величина аэродинамического сопротивления насадок из косоугофрированных пластин с различными геометрическими характеристиками в исследуемом диапазоне изменения параметров имеет вид:

$$\Delta p = 383 \cdot l \cdot (\nu\rho)^{1.78} \cdot A^{-0.9} \cdot H^{-0.25} \cdot \varphi^{1.38}. \quad (4)$$

Сравнение величин NTU и Δp , полученных в ходе экспериментальных исследований и рассчитанных по зависимостям (2) и (4), для массовой скорости $\nu\rho = 3,0$ кг/(м²·с) не превышает для

$NTU - 7,4\%$, для $\Delta p - 15,3\%$, что говорит о хорошем качественном и удовлетворительном количественном согласовании.

Выводы. В результате экспериментальных исследований получены обобщенные зависимости, позволяющие прогнозировать значения интегрального коэффициента теплоотдачи и аэродинамического сопротивления в компактных теплообменниках аппаратах, изготовленных на базе орошаемых пластин Френкеля для диапазона изменения геометрических параметров гофрирования (амплитуды $5 \leq A \leq 9$ мм; шага $9 \leq H \leq 21$ мм; угла скрещивания каналов $30 \leq \varphi \leq 90^\circ$), и массовой скорости потока воздуха $1.8 \leq v_p \leq 4.2$ кг/(м²·с).

Данные результаты могут быть использованы при определении оптимальных параметров насадок регулярной структуры на базе кософрированных пластин и для проектирования компактных теплообменников устройств (для косвенного испарительного охлаждения воздуха с целью энергосбережения, для тепловлажностной обработки воздуха в системах кондиционирования, для повышения эффективности работы установок различного назначения).

Литература

1. Крум Д., Робертс Б. Кондиционирование воздуха и вентиляция зданий.- М.: Стройиздат, 1980. – 399 с.
2. Бялый. Б.И., Набиулин Ф.А. Интенсификация процессов теплообмена в каналах пластин Френкеля // Кондиционеростроение. – Харьков, 1976, вып. 5, С. 7–11.
3. Шенк Х. Теория инженерного эксперимента. – М.: Мир, 1972, – 381 с.
4. Современное отечественное и зарубежное оборудование для тепловлажностной обработки воздуха в центральных кондиционерах. Серия «Кондиционеры, калориферы и вентиляторы». Обзорная информация. – М.: ЦНИИТЭстроймаш, 1978. – 58 с.

УДК 658.28:665.63:338

ИССЛЕДОВАНИЕ ЦЕЛЕСООБРАЗНОСТИ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ МЕХАНИЧЕСКОЙ РЕКОМПРЕССИИ ПРИ КОМПЛЕКСНОЙ ТЕПЛОВОЙ ИНТЕГРАЦИИ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН

Быканов С.Н., канд. техн. наук, доцент, Перевертайленко А.Ю., ст.научн.сотр.,
Гарев А.О., ассистент, Горбунов К.А., канд.техн.наук, доцент, Рябова И.Б. канд.техн.наук, доцент,
Гапонова Е.А., канд. техн. наук, доцент, Кармазина Ю.А. студент
Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт», г. Харьков

Рассмотрены вопросы применения механической рекомпрессии при комплексной тепловой интеграции ректификационных колонн и определены границы экономической целесообразности ее применения.

The problems of mechanical vapor compression for complex heat integration of distillation columns use and some related economic factors are discussed.

Ключевые слова: ректификация, тепловая интеграция, утилиты, механическая рекомпрессия.

Постановка и актуальность задачи

Ректификационные колонны являются одним из наиболее энергоемких видов технологического оборудования. Как отмечено в [1–3], в большинстве ректификационных установок полностью отсутствует рекуперация тепла между горячими и холодными потоками, поэтому для нагрева сырья, поступающего на ректификацию, используются горячие утилиты (водяной пар), а для охлаждения дистиллята и кубового остатка используются холодные утилиты (охлаждающая вода). Тепловая интеграция потоков узла ректификации рассмотрена в ряде работ, например, в [4,5]. Отмечено, что при этом достигается существенная экономия утилит. Большая величина экономии тепловой энергии достигается при комплексной тепловой интеграции ректификационных колонн.

Основные принципы комплексной тепловой интеграции ректификационных колонн изложены в [3]. Для «внутренней» интеграции используется теплонасосная технология, предусматривающая механическую рекомпрессию паров низкокипящего компонента. Подобная технология отмечена как

перспективна в роботах [6,7] для определенного диапазона технологических параметров, например, для суммарной степени сжатия $P/p < 2$.

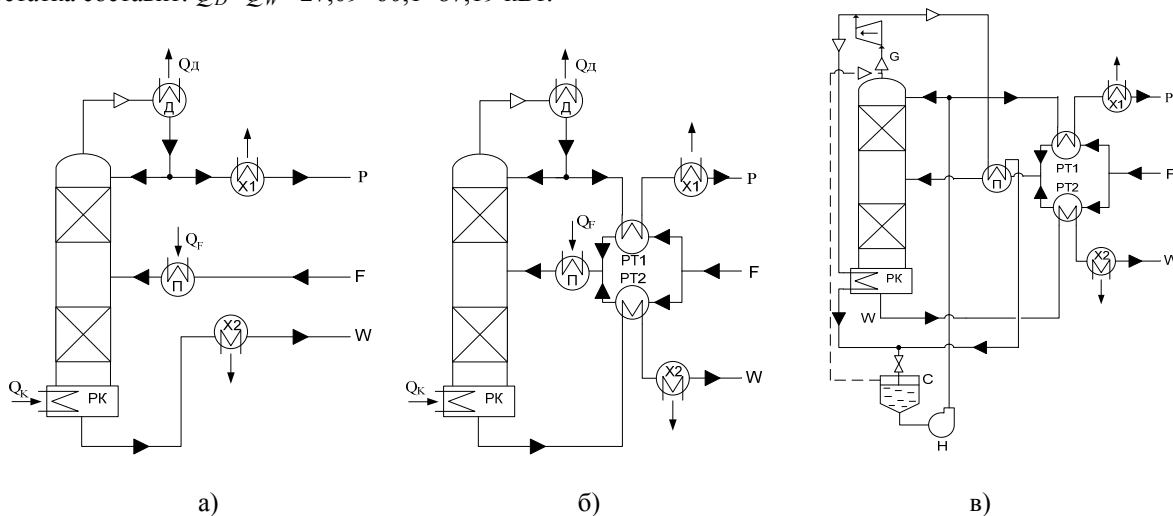
Целью данной работы является исследование экономической целесообразности использования механической рекомпрессии при комплексной тепловой интеграции ректификационных колонн для суммарной степени сжатия $P/p > 2$.

Комплексная тепловая интеграция узла ректификации «метанол-этанол»

Рассмотрим тепловую интеграцию установки ректификации на примере разделения смеси метанол-этанол. Содержание низкокипящего компонента (метанол, масс %): в исходной смеси $\bar{x}_F = 42 \%$, в дистилляте $\bar{x}_D = 96 \%$, в кубовом остатке $\bar{x}_W = 4 \%$. За основу взята принципиальная схема процесса ректификации, изображенная на рисунке 1а. Исходная смесь F подогревается до температуры кипения в подогревателе П и направляется в колонну. В кубе колонны происходит испарение смеси за счет тепла конденсации греющего пара. Пары, выходящие из колонны в количестве G конденсируются в дефлегматоре Д. Полученная жидкость делится на флегму Φ , которая направляется в колонну, и дистиллят D , который охлаждается в холодильнике X1. Кубовый остаток W , собираемый из нижней части колонны, также охлаждается в холодильнике X2.

Подогреватель исходной смеси и испаритель куба обогрываются паром. В дефлегматоре Д, холодильниках дистиллята X1 и кубового остатка X2 охлаждающей средой является вода.

Рекуперация тепла в установке в данном случае отсутствует. Расчеты показывают, что расход греющего пара на проведение процесса составляет 0,79 кг/с (при абсолютном давлении греющего пара $P_{zn} = 2$ атм.), из них 0,74 кг/с тратится на обогрев куба колонны и 0,05 кг/с - на подогрев исходной смеси до температуры кипения. Расход охлаждающей воды составляет 19,13 кг/с (при нагреве ее на 20 °С), из них 0,32 и 0,72 кг/с тратится на охлаждения дистиллята и кубового остатка и 18,09 кг/с затрачивается на конденсацию паров дистиллята в дефлегматоре. Количество тепла, которое необходимо затратить на подогрев исходной смеси, составит $Q_F = 101,23$ кВт. Тепловая нагрузка куба колонны составляет $Q_K = 1643,26$ кВт. Количество тепла, которое нужно отводить для охлаждения дистиллята и кубового остатка составит: $Q_D + Q_W = 27,09 + 60,1 = 87,19$ кВт.



а – узел интеграции; б – «внешняя» интеграция; в – комплексная интеграция с применением теплового насоса

PK – ректификационная колонна; Д – дефлегматор; П – подогреватель; X – водяные холодильники; PT – рекуперативные теплообменники; G – компрессор; C – сепаратор; H – насос

Рис. 1 – Комплексная интеграция узла ректификации

Таким образом, общий расход утилит составляет: $Q_K + Q_F = 1643,26 + 101,23 = 1744,49$ кВт (горячие утилиты), и $Q_D + Q_D + Q_W = 1515,53 + 87,19 = 1602,72$ кВт (холодные утилиты). Здесь $Q_D = 1515,53$ кВт – количество тепла, отдаваемое охлаждающей воде в дефлегматоре. Расчеты были проведены на основе материального и теплового баланса колонны.

Рассмотрим вариант модернизации технологической схемы ректификации с тепловой интеграцией основных технологических потоков на основе метода пинч-анализа и с применением механической рекомпрессии паров верха колонны. Пар, выходящий из верхней части ректификационной колонны, попадает в компрессор, где происходит его сжатие. При сжатии температура пара повышается, что

позволяет использовать его для обогрева куба колонны. Расход пара G определяется на основании материального баланса колонны и существенно зависит от флегмового числа, которое в нашем случае равно 3,62. Степень сжатия пара в компрессоре $P_{эл}/P_k$ выбиралась с учетом разности температур пара дистиллята t_D и температуры кипения в кубе колонны t_W . В нашем случае степень сжатия пара $P_{эл}/P_k=3$, что позволяет повысить температуру паров до 158°C . Это достаточно, чтобы обеспечить устойчивую работу кубового испарителя.

Для проведения модернизации технологической схемы были рассчитаны расходы, теплоемкости и тепловые нагрузки основных технологических потоков. В качестве основных потоков были выбраны: горячие потоки: 1) дистиллят D ; 2) кубовый остаток W ; 3,4) пар выходящий из колонны G ; холодные потоки: 5) исходная смесь F ; 6) жидкость, находящаяся в кубе колонны. Их основные характеристики таковы: расход G (кг/с); начальная и конечная температура T_H, T_K ($^{\circ}\text{C}$); теплоемкость c (кДж/кг $\cdot^{\circ}\text{C}$). По формуле:

$$\Delta H(Q) = G \cdot c \cdot (T_H - T_K) = CP \cdot (T_H - T_K)$$

рассчитаны потоковые теплоемкости потоков CP (кВт/ $^{\circ}\text{C}$) и тепловые нагрузки потоков $\Delta H(Q)$ (кВт). Эти данные приведены в таблице 1.

Строим большую составную кривую при $\Delta T_{min} = 10^{\circ}\text{C}$, затем методом табличного алгоритма находим, что при оптимальном размещении теплообменников можно рекуперировать $Q_{рек} = 1717,61$ кВт тепла.

На основе полученных данных строим сеточную диаграмму и размещаем теплообменники. На рис. 1б приведена модернизированная схема установки с «внешней» интеграцией потоков, а на рис. 1в – с интеграцией теплового насоса с механической рекомпрессией паров низкокипящего компонента.

Таблица 1 – Основные характеристики технологических потоков

№	Наименование потока	G , кг/с	T_H , $^{\circ}\text{C}$	T_K , $^{\circ}\text{C}$	c , кДж/кг $\cdot^{\circ}\text{C}$	CP , кВт/ $^{\circ}\text{C}$	$\Delta H(Q)$, кВт
1	D (гор.)	0,298	65	30	2,598	0,774	27,09
2	W (гор.)	0,424	78	30	2,954	1,252	60,01
3	G (гор.)	1,431	158	94	1,983	2,838	181,63
4	G (гор.)	1,431	94	94	–	–	1449,03
5	F (хол.)	0,722	18	71	2,646	1,910	101,23
6	Куб (хол.)	–	78	78	–	–	1643,26

С помощью методик, приведенных в [4,7], определяем срок окупаемости интеграции узла ректификации смеси метанол-этанол. Для случая «внешней» интеграции эта величина составит 0,9 года, а для комплексной интеграции – 3,5 года.

Обсуждение результатов

Рассмотрим некоторые показатели, полученные при исследовании процессов тепловой интеграции, как «внешней», отак и комплексной и приведенные в работах [1–3], а также в данной работе. В качестве таких показателей возьмем следующие величины: экономия горячих утилит $\mathcal{E}_Г, \%$; экономия холодных утилит $\mathcal{E}_Х, \%$; степень сжатия P/p ; коэффициент преобразования теплового насоса COP и срок окупаемости энергосберегающего мероприятия $T_{ок}$, лет. Величины этих показателей для различных рассмотренных вариантов интеграции приведены в таблице 2.

Данные, приведенные в таблице 2, согласуются с данными, приведенными в работах [6,7].

«Внешняя» тепловая интеграция потоков ректификационной колонны обеспечивает достаточно высокий уровень экономии утилит при малых сроках окупаемости (менее 1 года). При соотношении цен на природный газ и электроэнергию, существующим в настоящее время в Украине, нецелесообразно применять механическую рекомпрессию паров низкокипящего компонента при комплексной тепловой интеграции установок ректификации при степени сжатия паров $P/p > 3$. В этом случае целесообразно применить «внешнюю» интеграцию, либо рассмотреть применение теплонасосных технологий с замкнутым контуром по рабочему телу, например, компрессионно-абсорбционный цикл, как это рекомендуется в [6].

Выводы

Рассмотрена комплексная тепловая интеграция процесс ректификации смеси метанол-вода и проведено сравнение технико-экономических показателей с другими вариантами тепловой интеграции ректификации других смесей. Установлена верхняя граница целесообразности применения механической рекомпрессии паров низкокипящего компонента для комплексной тепловой интеграции потоков ректификационной колонны с применением теплонасосных технологий.

Таблица 2 – Техничко-економическіе показателі теплової інтеграції для різних процесів ректифікації

№	Процес ректифікації і варіант його теплової інтеграції	ЭГ	Эх	Р/р	СОР	Т _{ок}
1.	Вода-уксусна кислота; комплексна інтеграція [1]	до 100 %	99,3	2,0	5,97	2
2.	Метанол-етанол; «внешня» інтеграція [2]	80	73	–	–	0,3 [2]
3.	Етанол-вода; комплексна інтеграція [3]	95	96	2,9	5,43	2,5
4.	Метанол-етанол; данна робота; комплексна інтеграція	98	до 100	3,0	3,24	3,5

Література

1. Гарев А.О., Чернышев И.С., Бабак Т.Г., Колесник С.А. Способы экономии энергоносителей в ректификационных установках – «Інтегровані технології та енергозбереження»– Харків.– 2009.– №4, С. 70–74.
2. Товажнянський Л.Л., Ульєв Л.М., Рябова І.Б., Ковальчук А.А. Определение энергосберегающего потенциала для процесса ректификации смеси этанол-метанол.– Вісник НТУ «ХПІ», тематичний випуск «Іноваційні дослідження у наукових роботах студентів», Збірник наукових праць, вип. №32, 2010, С. 84–93.
3. Быканов С.Н., Перевертайленко А.Ю., Гареев А.О. и др. К вопросу комплексной тепловой интеграции процесса ректификации смеси этанол-вода. – Наукові праці ОНАХТ, Одеса, 2012, випуск 41, т.2, С. 170–173.
4. Смит Р., Клемеш Й., Товажнянський Л.Л., Капустенко П.А., Ульєв Л.М. Основы интеграции теплових Процесов.– Харьков НТУ«ХПІ», 2000, 456 с.
5. Dhole V.R., Linnhoff B. Distillation Columns Targets.– Proceedings of ESCAPE-7 Symposium, Elsinore, Denmark, May 24–28, 1992.
6. Kiss A.A., Flores Landaeta S.T., Infante Ferreira C.A. Mastering Heat Pumps Selection for Energy Efficient Distillation – “Chemical Engineering Transactions”, 2012, vol.29, p.397–402.
7. Use Vapor Recompression to Recover Low-Pressure Waste Steam.– US DoE, Advanced Manufacturing Office, Steam Tip Sheet #11, January 2012, 2 pp.

ОПРЕДЕЛЕНИЕ ВЕЛИЧИНЫ ЗАГРЯЗНЕНИЯ ТЕПЛОПЕРЕДАЮЩЕЙ ПОВЕРХНОСТИ ПЛАСТИНЧАТОГО ТЕПЛООБМЕННИКА ПО ЗАДАННОМУ ЗНАЧЕНИЮ ПОТЕРЬ ДАВЛЕНИЯ

Бабак Т.Г., доцент

Демирский А.В., аспирант

Хавин Г.Л., канд. техн. наук, доцент

Национальный технический университет «ХПИ», г. Харьков

Рассмотрена задача определения величины отложений и времени работы пластинчатого теплообменника при заданном предельном значении величины потерь давления для условий загрязнения кристаллизационными отложениями. Представлена математическая модель для расчета отложений, учитывающая время появления загрязнения, характеристики потока теплоносителя и геометрические параметры пластины теплообменного аппарата. Проведенное сравнение с экспериментальными результатами показало хорошее совпадение расчетных и экспериментальных данных.

The problem of crystallization fouling prediction and operating time for setting utmost pressure drop for plate heat exchanger is considered. The mathematical model for calculation of deposits, which taking into account roughness delay time, behavior of stream carrier and plate's geometrical parameters of plate heat exchanger is presented. The comparison between theoretical and experimental results is made and it showed a good coincided of data.

Ключевые слова: пластинчатые теплообменники, загрязнение теплообменной поверхности, потери давления.

Вступление. Загрязнение теплопередающей поверхности теплообменников проявляется в снижении коэффициента теплопередачи аппарата и увеличении потерь давления при прохождении теплоносителей через пакет пластин. Для любой природы загрязнений это явление всегда имеет место и отличается только степенью интенсивности образования отложений во времени. Данное обстоятельство приводит к дополнительным капитальным и эксплуатационным затратам производства, включая безразборную мойку и чистку теплообменника с полной разборкой. Следовательно, задача создания математических моделей, позволяющих на стадии проектирования прогнозировать появление и рост отложений на теплопередающей поверхности пластинчатых теплообменников, является актуальной и имеет практическую ценность.

Состояние проблемы и формулировка задачи. В большинстве практических приложений загрязнение поверхности теплопередачи является следствием проявления действующих одновременно нескольких механизмов отложений. Несмотря на это проявляется оно одинаково – в уменьшении со временем коэффициента теплопередачи и увеличении потерь давления. Компенсировать будущее уменьшение коэффициента теплопередачи принято добавлением дополнительной поверхности теплообмена (пластин) на стадии проектирования. Такой способ обеспечения работоспособности теплообменника во времени оспаривается исследователями так, как приводит к изначальному снижению скорости теплоносителей в каналах пакета пластин, что, в свою очередь, может способствовать интенсификации появления отложений. Существует ряд рекомендаций по выбору величины дополнительной поверхности теплопередачи пластинчатых теплообменников для учета возможного появления отложений [1,2]. При практическом проектировании рекомендуется в среднем не увеличивать чистую расчетную поверхность аппарата более чем на 10% [1].

Увеличение потерь давления с появлением отложений на теплопередающей поверхности считается серьезной и наименее изученной проблемой. Для большинства реальных практических приложений пластинчатых теплообменников, подверженных интенсивному загрязнению, именно рост потерь давления при прокачивании рабочих сред определяет срок функционирования аппарата между остановкой на очистку. Кроме того, увеличение потерь давления приводит к увеличению напора работающего насосного оборудования, что необходимо предусмотреть на стадии проектирования или реконструкции теплообменного узла. Увеличение напора имеет также положительный эффект в уменьшении отложений на поверхности теплопередачи, иногда к срыву частиц солей и даже стабилизации на некоторое время интенсивности отложений. Однако требует дополнительных затрат на

преодоление сопротивления и, как следствие, приводит к росту эксплуатационных издержек при работе теплообменника.

Наиболее распространено загрязнение за счет реакции кристаллизации, механическое осаждение, коррозия и химическая реакция. Среди этих механизмов наиболее опасным с точки зрения экономического ущерба является кристаллизация и осаждение из растворов, действующие одновременно. Несмотря на то, что процесс кристаллического осаждения из насыщенных растворов достаточно хорошо изучен, однако практическое приложение исследований пока не имеет широкого применения, в силу отсутствия информации, подтверждающей достоверность расчетов.

В соответствии с общепринятой классификацией различных типов загрязнений по закону изменения скорости загрязнения во времени, кристаллизационное загрязнение обычно имеет линейную зависимость, однако имеется достаточное количество исследований демонстрирующих падение скорости отложений со временем и даже ее асимптотический характер, рис.1.

Еще одним важнейшим фактором, который оказывает существенное влияние на интенсивность кристаллизационных отложений, является учет появления дополнительных центров кристаллизации с ростом загрязнения теплопередающей поверхности. Наличие этого фактора, по мнению многих исследователей, в значительной степени позволяет объяснить достаточно сильное расхождение имеющихся классических моделей образования отложений по сравнению с натурными наблюдениями.

Кристаллизационное загрязнение возникает при кристаллизации растворенных свободных радикалов из раствора теплоносителя на теплопередающую поверхность. Это происходит, когда концентрация растворенных частиц в рабочем растворе превысит его предел растворимости. Обычно соли обратной растворимости вызывают больше проблем с загрязнением в процессе теплопередачи в водяных системах. В большинстве случаев наблюдается совместное действие двух и более видов загрязнения. Многочисленные математические модели, основанные на обобщении эмпирических данных, зачастую не позволяют с достаточной точностью предсказать развитие отложений на поверхности теплообмена. Чаще всего в расчетах используется коэффициент сопротивления загрязнению R_f , $\text{м}^2 \cdot \text{К} / \text{Вт}$, который трактуется как некоторая величина ухудшающая теплопередачу между потоком теплоносителя и гофрированной поверхностью пластины. Будем считать, что начальный расчетный коэффициент теплопередачи K_0 , $\text{Вт} / (\text{м}^2 \cdot \text{К})$, в течение некоторого времени работы за счет загрязнения теплопередающей поверхности уменьшился до величины K_f . Тогда значение коэффициента сопротивления загрязнению определяется соотношением $R_f = 1/K_f - 1/K_0$, откуда текущее значение коэффициента теплопередачи

$$K_f = \frac{K_0 \cdot R_f + 1}{K_0} \quad (1)$$

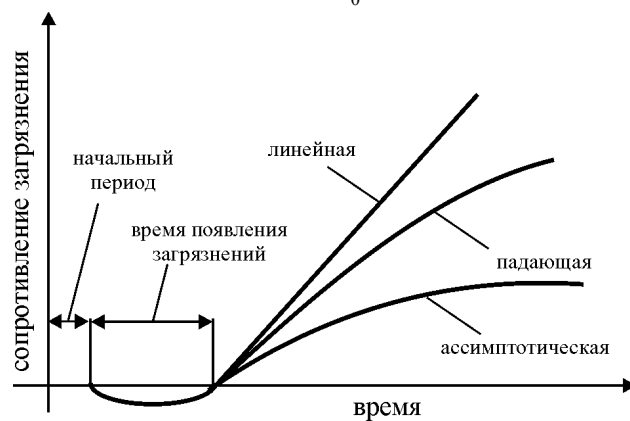


Рис. 1 – Зависимость изменения скорости отложений от времени

Главными особенностями появления и роста загрязнений, где доминирующим процессом является кристаллизационное отложение, является следующее [3,4], рис.1. Присутствие «времени появления шероховатости», когда для нового или почищенного теплообменника начальный рост отложений служит причиной увеличения коэффициента теплопередачи. Имеет место так называемое «отрицательное» загрязнение. Физической причиной такого явления является изменение характеристик движения жидкости возле теплопередающей стенки. Появление слоя отложений в вязком подслое увеличивает турбулентность, и коэффициент теплоотдачи возрастает. Этот процесс продолжается до тех пор, пока

вклад термического сопротивления слоя отложений в ослабление коэффициента теплоотдачи не станет больше, чем вклад, создаваемый за счет турбулентности.

Постановка задачи и цель работы. Загрязнение поверхности пластин пластинчатых теплообменных аппаратов в корне отличается от загрязнения трубчатой поверхности теплообмена. Для труб характерно достаточно равномерное распределение отложений по сечению и длине трубы. В пластинчатых теплообменниках отложения распределены неравномерно как по ширине пластины, так и по ее длине. Кроме того, в каналах, образованных смежными пластинами, можно наблюдать зоны с высокой скоростью и практически полную остановку потока около точек контакта гофрированных пластин. Именно в зонах контакта начинают образовываться и в дальнейшем интенсивно растут отложения [5].

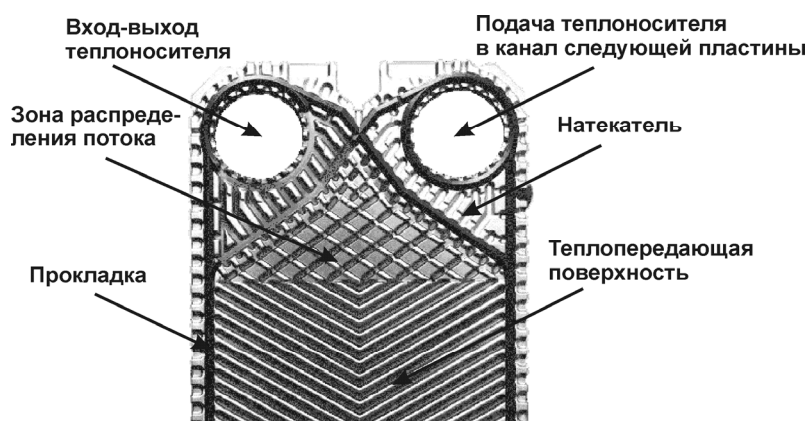


Рис. 2 – Конструкция пластины и распределительного участка

По ширине пластины при натурных испытаниях можно наблюдать более и менее загрязненные участки. Это объясняется угловой подачей теплоносителя через распределительный участок на гофрированную теплопередающую поверхность. Особенно это проявляется при снижении скорости теплоносителя в каналах по сравнению с расчетной. Наличие таких застойных зон во многом определяется конструкцией распределительного участка в пластине (распределительного треугольника), рис.2. Таким образом, равномерное распределение отложений, как на теплопередающей поверхности трубы, для гофрированной поверхности пластин или иначе представление величины сопротивления загрязнению в виде $R_f = h_f / \lambda_f$, где h_f – усредненная толщина слоя отложений, м; λ_f – коэффициент теплопроводности отложений, Вт/(м·К), является достаточно условным. Кроме того, такое представление, использующее величину усредненной толщины слоя отложений h_f , делает физически невозможным представление термического сопротивления загрязнений в виде отрицательной величины, как это показано на рис.1. Для того чтобы преодолеть эту трудность необходимо качественно изменить традиционное представление $R_f = h_f / \lambda_f$, таким образом, чтобы учитывать неравномерность распределения отложений на гофрированной поверхности и «время появления шероховатости», связанное с ростом турбулентности потока в вязком подслое на стенке пластины. В настоящее время отсутствуют научно обоснованные математические модели позволяющие учесть этот фактор.

Целью настоящей работы является попытка создания математической модели для предсказания времени работы теплообменника при известном заранее предельном значении потерь давления и сравнении полученных результатов с имеющимися в литературе экспериментальными данными.

Теоретические положения. Потеря давления при прохождении теплоносителя через каналы пластинчатого теплообменника вычисляется с использованием соотношения

$$\Delta p = \xi \cdot \frac{l_{pr}}{d_{ekv}} \cdot \frac{\rho w^2}{2}, \quad (2)$$

где ξ – коэффициента гидравлического трения; l_{pr} – приведенная длина пластины, равная отношению $l_{pr} = f_{pl} / b$, где f_{pl} – площадь пластины, м²; b – ширина пластины, м; d_{ekv} – эквивалентный диаметр,

принимаемый равным $d_{ekv} = 2 \cdot \delta$, где δ – высота гофрировки пластины, м; ρ – средняя плотность теплоносителя в канале, кг/м³; w – скорость теплоносителя в канале, м/с.

Из уравнения (2) следует, что увеличение потерь давления может происходить за счет увеличения скорости теплоносителя в канале и изменения коэффициента гидравлического трения. Увеличение скорости при фиксированном расходе теплоносителя обусловлено уменьшением площади поперечного сечения канала $f_{ch} = b \cdot \delta$. Многочисленные модели рассматривают рост потерь давления как функцию квадрата скорости движения теплоносителя в каналах пакета пластин. Типичные кривая роста потерь давления из работы [3] представлены на рис.3. В данной работе в экспериментах перед теплообменным аппаратом был установлен фильтрующий элемент. Фильтр задерживает более крупные частицы, которые, как указано в работах [3-5], являются центрами образования загрязнений. Последнее обстоятельство приводит к резкому снижению интенсивности (скорости) роста отложений в начальный период по сравнению с неочищенным раствором.

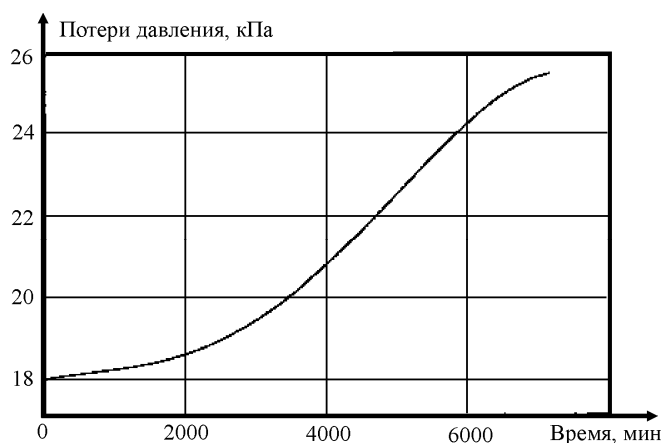


Рис. 3 – Типичная полученная экспериментально кривая роста потерь давления при кристаллизационном загрязнении [3]

Для скорости пересчитывают значения в предположении, что в процессе работы коэффициент гидравлического трения ξ , приведенная длина и эквивалентный диаметр были неизменными. Скорость теплоносителя в канале вычисляется из соотношения $w = V_c / (f_{ch} \cdot n_{ch})$, где V_c – объемный расход теплоносителя в теплообменнике, м³/с, $V_c = G_c / \rho$, где G_c – массовый расход теплоносителя, кг/с; n_{ch} – число каналов в аппарате для рассматриваемого теплоносителя. Откуда следует, что при постоянном расходе и ширине пластины, увеличение скорости может произойти, только за счет уменьшения высоты гофрировки δ .

Кроме того, при образовании отложений на поверхности пластин должно произойти изменение коэффициента гидравлического трения шероховатой поверхности по отношению к чистой гофрированной поверхности новой или очищенной поверхности. Поэтому предсказание роста потерь давления с образование отложений на теплопередающей поверхности пластинчатых теплообменников должно включать в себя учет изменения величины высоты гофрировки и коэффициента гидравлического трения.

Для решения поставленной задачи сделаем следующее предположение. Будем считать, что рост потерь давления в период «времени появления шероховатости» или «отрицательного» коэффициента сопротивления загрязнению (рис.1), определяется изменением коэффициента гидравлического трения. Максимальное значение этот коэффициент принимает по окончанию периода «времени появления шероховатости» и в дальнейшем не изменяется. При этом после окончания периода «времени появления шероховатости» дальнейший рост скорости теплоносителя в канале (вместе с этим и увеличение потерь давления) определяется уменьшением высоты гофрировки за счет появления отложений.

Коэффициент гидравлического трения для пластинчатых теплообменников представляется в виде

$$\xi = B \cdot \text{Re}^{-m} \quad \text{или} \quad \xi = B \cdot (w \cdot d_{ekv} / \nu)^{-m}, \quad (3)$$

где Re – число Рейнольдса; ν – коэффициент кинематической вязкости, м²/с; B, m – постоянные. Выражение (3) с учетом $w = V_c / (f_{ch} \cdot n_{ch})$ и $d_{ekv} = 2 \cdot \delta$ примет вид $\xi = B \cdot [2 \cdot V_c / (b \cdot n_{ch} \cdot \nu)]^{-m}$.

Запишем отношение текущего значения потерь давления Δp_d для времени $t = t_d$, где t_d – «время появления шероховатости», к начальным расчетным потерям давления Δp_0 для чистой теплообменной поверхности $t = 0$, $\Delta p_d / \Delta p_0 = B_d / B_0$, откуда можно определить $B_d = B_0 \cdot \Delta p_d / \Delta p_0$.

Отношение текущего значения потерь давления Δp_f для времени $t > t_d$ (будем называть этот период периодом развитого загрязнения) к расчетным потерям давления Δp_d для теплообменной поверхности при $t = t_d$ равно (принято, что значение приведенной длины пластины постоянным на протяжении всего времени работы)

$$\Delta p_d / \Delta p_f = \delta_f^3 / \delta_0^3 \quad \text{или} \quad \delta_f = \delta_0 / \sqrt[3]{\Delta p_f / \Delta p_d}. \quad (4)$$

Таким образом, используя соотношение (4) и предельное значение потерь давления в аппарате $[\Delta p_f]$, можно найти уменьшенное значение высоты гофрировки в течение заданного срока работы – δ_f . После чего можно рассчитать скорость теплоносителя в канале – $w_f = w_0 \cdot \delta_0 / \delta_f$.

Для вычисления коэффициента сопротивления загрязнению R_f воспользуемся соотношением предложенным в работе [6] для кристаллических отложений на пластинчатой поверхности теплообмена

$$R_f(t) = \frac{b \cdot w_0 \cdot \delta_0 \cdot (k_{con0} - k_s)}{f_{pl} \cdot k_f \cdot \rho_f \cdot (1 - \varphi) \cdot \lambda_f} \int_0^{\tau} \frac{1 - e^{-\beta(t-t_m)}}{\left(\frac{w_0 + k_\tau \cdot t}{w_n} \right)^{1 + \text{tg}\beta_g}} dt, \quad (5)$$

где k_s – концентрация насыщения потока раствора, кг/м³; k_{con0} – начальная концентрация загрязнителя в потоке раствора, кг/м³; k_f – коэффициент, учитывающий на какой площади происходит достаточное интенсивное выпадение отложений, $0 < k_f \leq 1$; ρ_f – плотность вещества загрязнителя, кг/м³; φ – относительное содержание пор в единичном объеме отложений, $0 \leq \varphi < 1$; w_0 – начальная скорость теплоносителя в канале, м/с; β – постоянная [6]; β_g – угол наклона гофрировки пластины; t_m – время, для которого «отрицательное» загрязнение принимает максимальное значение, ч; $k_\tau = (w_f - w_0) / \tau$ – коэффициент изменения скорости в канале; w_n – нормирующая скорость теплоносителя в каналах теплообменника, принятая равной 1 м/с. После определения R_f можно вычислить значения коэффициента теплопередачи для загрязненной поверхности K_f по формуле (1).

Результаты и обсуждения. В качестве примера использования предложенного подхода к расчету загрязнения теплообменной поверхности пластинчатого теплообменника рассмотрим сравнение с экспериментальными данными, опубликованными в [3,5] для теплообменного аппарата со следующими параметрами: $b = 0,126$ м; $\delta_0 = 0,0024$ м; $f_{pl} = 0,061$ м²; угол наклона гофрировки – 60°; толщина металла стенки пластины – 0,0006 м.

Загрязнение реализовывалось кристаллизацией сульфата кальция из раствора со средней концентрацией 2,993 кг/м³, при концентрации насыщения – 2,0 кг/м³. Для рабочих условий концентрация насыщения гипса не изменялась с температурой. Начальная скорость потока раствора в каналах теплообменника была равной $w_0 = 0,352$ м/с. Условия проведения эксперимента были выбраны такими, чтобы отложения появлялись на поверхности теплопередачи (стенке), а не образовывались в объеме жидкости. Входная температура 50–52°С, входная температура воды 86–88°С. Коэффициент теплопроводности отложений принимался равным в среднем $\lambda_f = 2$ Вт/(м·К). Плотность вещества отложений равна 2720 кг/м³. Перед теплообменником по стороне раствора установлен фильтр с размером фильтрующей ячейки – 1 мм.

Рассчитаем коэффициент сопротивление загрязнению для условий экспериментов, приведенных в работе [3], рис.3, где значение потерь давления увеличилось с 18 кПа до 25,5 кПа, в течение 7000 мин (116,7 часов). Из соотношения (4) получим, что $\delta_f = 2,137 \cdot 10^{-3}$ м, далее определяем значение скорости $w_f = 0,395$ м/с. Вычислим коэффициент $k_\tau = 3,714 \cdot 10^{-3}$ [6] и принимая $k_f = 0,95$; $t_m = 14,5$ час; $\varphi = 0,14$ [6], $\beta = 4,67 \cdot 10^{-4}$, получим $R_f = 1,159 \cdot 10^{-5}$ м²·К/Вт. Экспериментальное значение этой величины из работы [3] составляет $R_f = 1,3 \cdot 10^{-5}$ м²·К/Вт, относительная погрешность вычисления – 10,8 %.

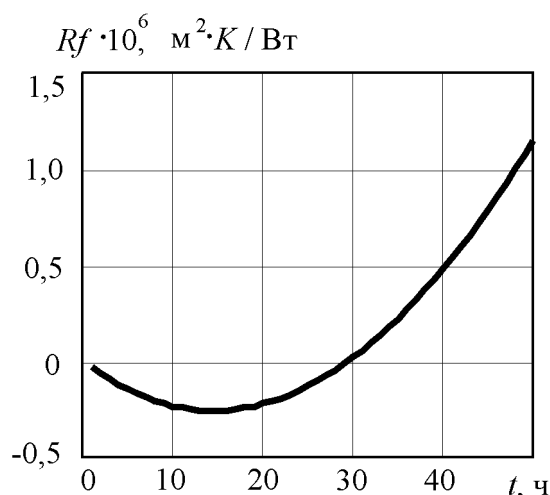


Рис. 4 – Зависимость коэффициента сопротивления загрязнению в начальный период времени

Предположим, расчетное значение чистого коэффициента теплопередачи равно примерно $K_0 = 5000$ Вт/(м²·К), для коэффициента теплопередачи теплообменника с загрязненной поверхностью получим $K_f = 4726$ Вт / (м²·К), что меньше исходного K_0 на 5,5%.

Заключение. Таким образом, предложенная модель, позволяет по заданному конечному предельно допустимому значению потерь давления в пакете пластин, при известных характеристиках потока теплоносителя и параметрах теплообменного аппарата прогнозировать срок эксплуатации и толщину слоя отложений до остановки аппарата на чистку. Предложенная модель учитывает наличие «отрицательного» сопротивления загрязнению в начале работы чистого теплообменника и описывает скорость роста отложений во времени падающей и асимптотической кривой. Проведенное сравнение с экспериментальными результатами для сульфата кальция показало хорошее совпадение расчетных и экспериментальных данных.

Литература

1. Hesselgrave, J.E. An approach to fouling allowances in the design of compact heat exchangers / J.E. Hesselgrave // Appl. Thermal Eng. –2002. – Vol.22. – P. 755–762.
2. Хавин, Г.Л. Тепловой и гидравлический расчет пластинчатых теплообменников с учетом загрязнений [Текст] / Г.Л. Хавин // Пробл. маш-я.–2012.–Т.15, №3-4. – С.61–67.
3. Bansal, B. Performance of plate heat exchangers during calcium sulphate fouling – investigation with an in-line filter / B. Bansal, H. Muller-Steinhagen, X.D. Cheng // Chemical Engineering and Processing. – 2000. –Vol. 39. – P. 507–519.
4. Bansal, B. Deposition and removal mechanisms during calcium sulphate fouling in heat exchangers / B. Bansal, X.D. Cheng, H. Muller-Steinhagen // Int. J. Transport Phenom.– 2005.–Vol. 7.– P. 1–22.
5. Bansal, B. Analysis of “classical” deposition rate low for crystallization fouling / B. Bansal, X.D. Cheng, H. Muller-Steinhagen // Chemical Engineering and Processing.– 2008. – Vol. 47.– P. 1201–1210.
6. Хавин, Г.Л. Прогнозирование величины отложений на поверхности пластинчатых теплообменников / Г.Л. Хавин // Интегрированные технологии и энергосбережение.–2013.–№1.– С.3–9.

УДК 66.061.3

ПРОЦЕС ПЕРЕКРИСТАЛІЗАЦІЇ КАЛІЙНИХ СОЛЕЙ ГУМІНОВИХ КОМПОНЕНТІВ БУРОГО ВУГІЛЛЯ

Сапон А.Ю., студ., Степанюк А. Р., к.т.н., доц., Тишко Ю.А., студ.
 Національний технічний університет України «Київський політехнічний інститут», м. Київ

Визначення концентрації гумінових компонентів та лугу у відповідності до структури мікрошару при ізотермічній кристалізації гуміновмісних компонентів у лужному розчині.

Determination of humic components and alkali according to the structure during isothermal crystallization microstructure of components in alkaline solution.

Ключові слова: вилучення, буре вугілля, гумати, концентрація, висушування.

Вступ

На даному етапі розвитку сільського господарства існують добрива, які містять певні водорозчинні солі з хімічними елементами калію, азоту, сірки тощо. Використання таких добрив призводить до того, що значна кількість солей потрапляє у підземні води та забруднює навколишні водойми, а солі, що одразу переходять в розчин при контакті з вологою, швидко вимиваються з ґрунту.

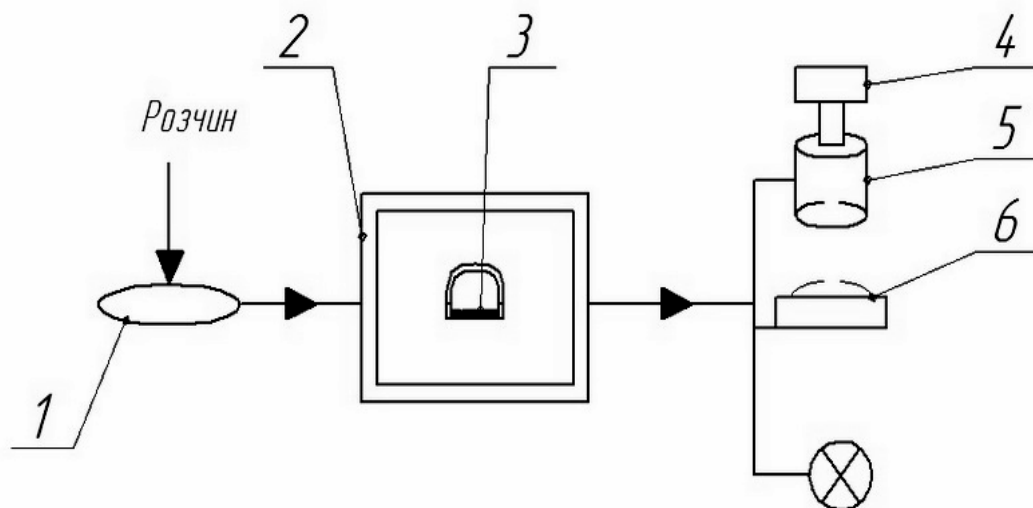
Покращити умови використання корисних хімічних елементів дозволяє одночасне використання разом з хімічними добривами гумінових компонентів з бурого вугілля, які можна отримати шляхом подрібнення залишків бурого вугілля та переведення нерозчинних гумінових солей в розчинні за додавання лугу калію[1]. В результаті додавання саме гумусної складової, яка отримується з бурого вугілля можна отримати добрива нового покоління.

Проте, під час створення таких добрив постає проблема забезпечення рівномірності розподілу гуміновмісних компонентів по всьому об'єму частинки, що утворюється. Дана проблема розглядається в [2].

Постановка задачі

Задачею досліджень є визначення кількісного співвідношення гуміновмісних компонентів у лужному розчині для забезпечення рівномірності розподілу компонентів і визначення концентрації гумінових компонентів та лугу у відповідності до структури мікрошару при ізотермічній кристалізації гуміновмісних компонентів у лужному розчині.

Схема експериментальної установки показана на Рис. 1



1 – предметне скло; 2 – лабораторна піч; 3 – розчин, що висушується; 4 – фотоапарат; 5 – мікроскоп;
 6 – мікросхар;

Рис. 1 – Експериментальна установка для дослідження зразків

На предметне скло 1 наноситься шар товщиною $(1...1,5) \cdot 10^{-3}$ м рідкої фази 3, який висушується у печі

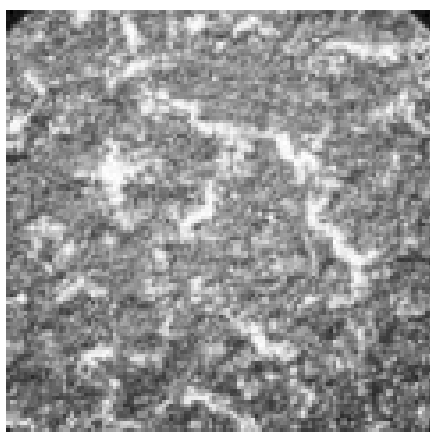
2 при заданому температурному режимі до повного видалення розчинника. Утворена кристалічна будова мікрошару б вивчається за допомогою лабораторного мікроскопу.

Визначення впливу температури на структуру мікрошару проводимо при зневодненні водних насичених розчинів з гуміновими речовинами в межах 1...5 %(мас).

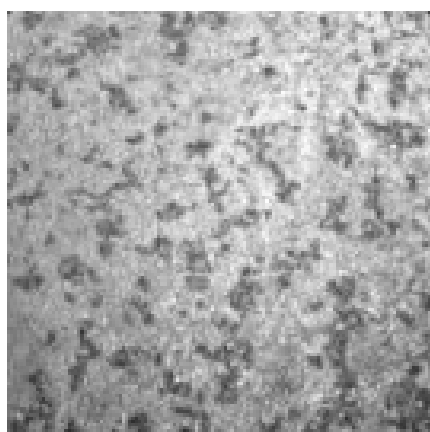
Описання та результати досліджень.

Дослідження проводились на власноруч створеній установці для сушіння зразків при різних температурах. Під час проведення сушки, було помічено, що при різних концентраціях КОН та гумінових компонентів бурого вугілля, час до повного висушування був різний при нанесенні однакової кількості розчину по масі. Відповідно й товщина шару відрізняються одна від одної після повного висушування.

Встановлено, що мікроструктура шару гумінових компонентів, одержана після зневоднення, має виражену нерівномірність у вигляді кластерів різного розміру (рисунок 2, 3, 4).

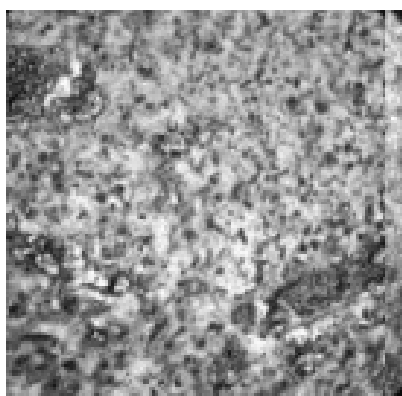


а) тривалість зневоднення 555 с при концентрації бурого вугілля 3,75 %

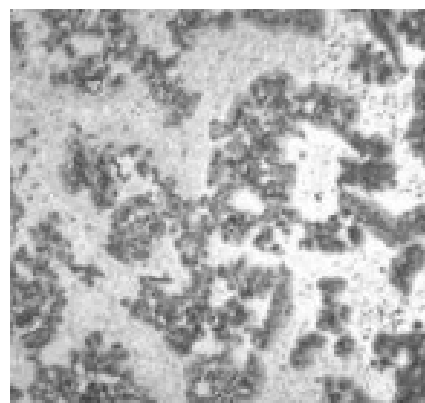


б) тривалість зневоднення 270 с при концентрації бурого вугілля 1,25%

Рис. 2 – Мікроструктура шару після зневоднення (концентрація КОН 5%)

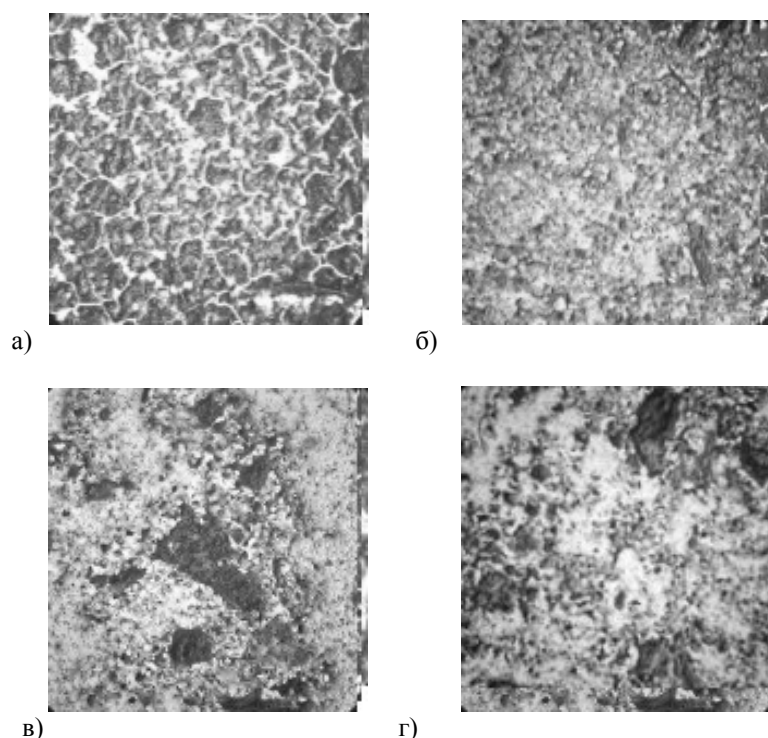


а) тривалість зневоднення 440 с при концентрації бурого вугілля 3,75 %



б) тривалість зневоднення 305 с при концентрації бурого вугілля 1,25%

Рис. 3 – Мікроструктура шару після зневоднення (концентрація КОН 2,5%)



- а) тривалість зневоднення 380 с при концентрації бурого вугілля 5 %; б) тривалість зневоднення 235 с при концентрації бурого вугілля 3,75 %;
 в) тривалість зневоднення 210 с при концентрації бурого вугілля 2,5 %; г) тривалість зневоднення 203 с при концентрації бурого вугілля 1,25 %

Рис. 4 – Мікроструктура шару після зневоднення (концентрація КОН 1%)

Висновки. Було отримано математичну залежність впливу окремих параметрів на коефіцієнт вилучення:

$$\psi = 19,57x_0 - 6,479x_1 + 8,941x_2 + 0,675x_3 + 14,75x_1x_2$$

Аналіз рівняння показує, що найбільший вплив мають параметри x_2 та x_3 , що виражається значенням коефіцієнтів при них.

За результатами досліджень було встановлено, що зі зменшенням концентрації луку КОН від 3,5 % до 1 % та зменшенням концентрації бурого вугілля від 2 % до 1% за стабільної температури 95 °С відбувається різкий спад коефіцієнта заповнення.

Отже, із підвищенням концентрації одночасно КОН і бурого вугілля спостерігається збільшення питомої чисельності флокул, а також їх розміру. При більшій температурі відбувається швидке висушування, за якого волога розчинника швидко випаровується і відбувається винесення твердих частинок зі скла.

Література

1. Аксельруд Г. А. Экстрагирование (система твердое тело - жидкость): учеб, пособие./ Г. А. Аксельруд, В. М. Лысянский.-Л.: изд."Химия", 1974. - 256 стр.
2. Коринчук Д.Н. Модель высокотемпературной сушки торфяных частиц и ее экспериментальное подтверждение: учебн./ Д.Н. Коринчук.- М.: СЭТТ-2005, : МЭИ, 2005, т.2.

КІНЕТИКА НАРОЩУВАННЯ ОБОЛОНКИ НА ПОВЕРХНІ ЧАСТИНОК МАТЕРІАЛУ ПІД ЧАС КАПСУЛЮВАННЯ У СТАНІ ПСЕВДОЗРІДЖЕННЯ

Нагурський О.А. к.т.н., доцент, Нагурський А.О. студент
Національний університет «Львівська політехніка», м.Львів

Отримано узагальнення у критеріальній формі залежності кінетики нарощування оболонки на поверхні частинок матеріалу, яке дає змогу розраховувати тривалість капсулювання у широких межах властивостей речовин, що приймають участь у процесі капсулювання.

Generalization is got in the criterion form of dependence of kinetics of increase of shell on the surface of particles of material, that gives an opportunity to expect duration of capsulation in the wide limits of properties of substances that take part in the process of capsulation.

Ключові слова: дисперсний матеріал, псевдозрідження, кінетика капсулювання, математичні моделі

Постановка проблеми. Важливим способом вдосконалення властивостей різних матеріалів є модифікування вихідних речовин нанесенням на їх поверхню функціональної оболонки. Покриття змінює властивості речовин, дозволяючи оптимізувати їх експлуатаційні властивості. Капсулювання широко застосовується в хімічній, хіміко-фармацевтичній та суміжних галузях промисловості і сільському господарстві [1,2]. Тривалість процесу капсулювання визначається товщиною покриття, яке необхідно нанести на поверхню частинок дисперсного матеріалу.

Мета роботи. Під час капсулювання за допомогою плівкоутворювальних розчинів, формування оболонки на поверхні частинок матеріалу здійснюється в результаті випаровування розчинника [3]. Інтенсивність видалення розчинника з поверхні частинки матеріалу визначає кінетику нарощування оболонки. Маса випареного розчинника ΔW за певний час Δt визначається за допомогою рівняння [4]:

$$\Delta W = \beta F(C_{\text{нас}} - C)\Delta t \quad (1)$$

де β – коефіцієнт масовіддачі пари розчинника від поверхні частинки у середовище повітря, м/с; $C_{\text{нас}}$, C – концентрація пари розчинника у повітрі, відповідно, у стані насичення і робоча, кг/м³; F – площа поверхні масообміну, м².

Маса матеріалу оболонки ΔM_n , яка буде нанесена на поверхню частинок за час Δt , визначається за допомогою рівняння:

$$\Delta M_n = \Delta W C_p \tau \quad (2)$$

де C_p – концентрація плівкотвірних компонентів у розчині, кг компонентів / кг розчинника.

Виразимо масу оболонки через її об'єм V_n (м³) та густину ρ_n (кг/м³):

$$\Delta M_n = V_n \rho_n, \quad (3)$$

Звідси об'єм оболонки буде дорівнювати:

$$V_n = \frac{\Delta M_n}{\rho_n}, \quad (4)$$

Таж сама величина, виражена через геометричні розміри частинки:

$$V_n = N_q \frac{\pi}{6} (d^3 - d_0^3), \quad (5)$$

де N_q – кількість частинок матеріалу, шт.;

d , d_0 – діаметр частинки, відповідно, покритої оболонкою і початковий, м.

Після математичних перестановок та скорочень із (5) отримуємо рівняння такого вигляду:

$$d = d_0 \sqrt[3]{1 + \frac{6V_n}{\pi N_q d_0^3}}, \quad (6)$$

Перепишемо рівняння (4) із врахуванням (2) та підставивши (5), отримуємо:

$$\Delta V_n = \frac{\Delta W C_p \Delta t}{\rho_n} = \frac{\beta F (C_{\text{нас}} - C) \Delta t C_p}{\rho_n}, \quad (7)$$

де $C_{\text{нас}}$, C – концентрація пари розчинника у повітрі, відповідно, насичення і робоча, кг пари / м³ повітря.

Виразимо у рівнянні (7) площу масообміну через геометричні розміри частинок, та після математичних перестановок і скорочень отримуємо:

$$d = d_0^3 \sqrt[3]{1 + \frac{6\beta(C_{\text{нас}} - C)\Delta\tau C_p}{d_0 \rho_n}}, \quad (8)$$

Товщину оболонки на поверхні частинки представляємо як половина різниці між діаметром капсульованої частинки та початковим її розміром і підставивши у рівняння (8), отримуємо:

$$\delta = \frac{d - d_0}{2} = \frac{1}{2} d_0 \left[\sqrt[3]{1 + \frac{6\beta(C_{\text{нас}} - C)\Delta\tau C_p}{d_0 \rho_n}} - 1 \right], \quad (9)$$

Рівняння (9) за формою аналогічне рівнянню, отриманому і перевіреному на адекватність у роботі [5]. Для надання рівнянню (9) узагальнюючого характеру, представляємо його у безрозмірній формі:

$$\frac{\delta}{d_0} = \frac{1}{2} \left[\sqrt[3]{1 + 6Fo \cdot Sh \cdot I_c} - 1 \right], \quad (10)$$

де $I_c = \frac{(C_{\text{нас}} - C) C_p}{\rho_n}$ - безрозмірний концентраційний симплекс. Даний симплекс представляє

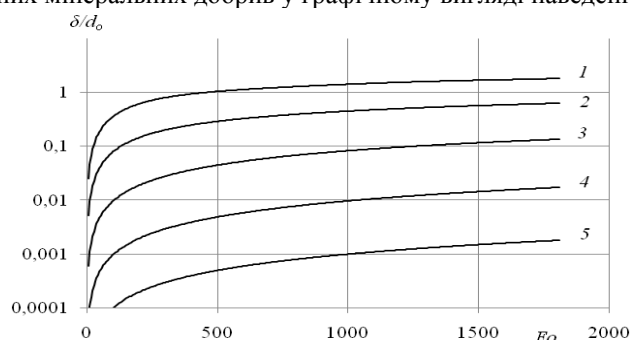
собою відношення маси плівкоутворювача до об'єму зріджувального повітря і його густини.

Рівняння (10) дає змогу описати кінетику процесу нарощування оболонки на поверхні частинок твердого дисперсного матеріалу у залежності від гідродинаміки, тепло- і масообміну під час капсулювання у стані псевдозрідження у широких межах властивостей матеріалів, які застосовуються для капсулювання.

Згідно літературних джерел [5], параметри компонентів плівкоутворювача, які входять до концентраційного симплексу I_c мають значення такого порядку:

- концентрація насичення пари розчинника:
вода – $C_{\text{нас}} \approx 1 \cdot 10^{-2}$ кг розчинника / кг повітря;
чотирихлористий вуглець – $C_{\text{нас}} \approx 1 \cdot 10^{-1}$ кг розчинника / кг повітря;
- робоча концентрація пари розчинника:
вода – $C \approx 1 \cdot 10^{-3}$ кг розчинника / кг повітря;
чотирихлористий вуглець – $C \approx 1 \cdot 10^{-2}$ кг розчинника / кг повітря;
- густина плівкоутворювальної суміші $\rho_n \approx 1 \cdot 10^3$ кг/м³;
- концентрація плівкоутворювача у розчині $C_p \approx 1 \cdot 10^{-1}$ кг плівкоутворювача / кг розчину.

Виходячи із наведених даних, величина концентраційного симплексу I_c набуває значень такого порядку: водні розчини плівкоутворювача $I_c \approx 1 \cdot 10^{-7}$, розчини на основі чотирихлористого вуглецю $I_c \approx 1 \cdot 10^{-6}$. Приймаючи до уваги, що значення критерію Шервуда $Sh \approx 1 \cdot 10^2$, за допомогою рівняння (10) проводимо розрахунок залежності $\delta/d_0 = f(Fo)$ для різних значень комплексу $Sh \cdot I_c$. Результати розрахунків для гранульованих мінеральних добрив у графічному вигляді наведені на рис. 1.



1 – 0,01, 2 – 0,001, 3 – 0,0001, 4 – 0,00001, 5 – 0,000001

Рис.1 – Кінетика нарощування оболонки на частинках дисперсного матеріалу під час капсулювання у стані псевдозрідження за різних значень комплексу $Sh \cdot I_c$

Наведена на рис.1 діаграма дає можливість для конкретного типу добрива та плівкотвірної композиції визначити час досягнення необхідної товщини покриття у залежності від кінетичних параметрів процесу капсулювання.

Висновки

Отримано узагальнення у критеріальній формі (10) залежності кінетики нарощування оболонки на поверхні частинок матеріалу, яке дає змогу розраховувати тривалість капсулювання у широких межах властивостей речовин, що приймають участь у процесі капсулювання.

Література

1. Кунин Д. Промышленное псевдооживление. / Кунин Д., Левеншпиль О. США, 1969. Пер. с англ. Под ред. М.Г. Слинько и Г.С. Яблонского. М.: Химия, 1976. – 448 с.
2. Winiarski A. Metody zwiekszenia wykorzystania azotu z nawozow mineralnych zwiazane z technologia ich wytwarzania i stosowania / Winiarski A. // Prace Nauk. ITN I NMPWr. – 1994. - № 40. - 69 s.
3. Овчинников, Л.Н. Капсулирование минеральных удобрений во взвешенном слое: монография / Л.Н.Овчинников, А.Г.Липин Иван. гос. хим.-технол. ун-т. – Иваново, 2011. – 140 с.
4. Гельперин Н.И. Основные процессы и аппараты химической технологии. В двух книгах / Гельперин Н.И. – М.: Химия, 1981. – 812 с.
5. Демчук И.А. Разработка технологии и моделирования процессов капсулирования твердых лекарственных форм в псевдооживленном слое: дис. к. т. н. : 05.17.08 / Демчук Иван Андреевич. – Львов, 1991 – 203с.

УДК 66.047.45

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ЕНЕРГОЗБЕРІГАЮЧОГО ПРОЦЕСУ ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШІННЯ ДРІБНОДИСПЕРСНИХ МАТЕРІАЛІВ

Симак Д.М. канд. техн. наук, Гумницький Я.М. докт. техн. наук, професор,
Атаманюк В.М. докт. техн. наук, професор
Національний університет «Львівська політехніка», м. Львів

Проаналізовано процес теплообміну у шарі дрібнодисперсного матеріалу. Обґрунтовано неможливість одержання аналітичних рішень. Наведено емпіричну апроксимацію експериментальних даних.

Analyzes the process of heat transfer in a layer of fine-dyspersated material. Has been proved the impossibility of obtaining analytical solutions. Has been shown empirical of approximation of experimental data.

Ключові слова: теплообмін, тепловий агент, стаціонарний шар, дисперсний матеріал, кек глиноземистий, кам'яне вугілля

В основі фільтраційного сушіння лежить метод профільтрування теплового агента через нерухомий (стаціонарний) шар дисперсного матеріалу. Метод характеризується високою інтенсивністю, особливо для процесів сушіння, що протікають у першому періоді, а також за наявності вільної вологи, що за лічені секунди видалається з шару матеріалу. Сушіння є тепломасообмінним процесом, причому температура теплового агента відіграє суттєву роль у видаленні вологи.

Теплові та масообмінні процеси у шарі відзначаються значною складністю визначення поля температур та концентрацій. Структура потоку теплового агента значно відрізняється від структури потоку у реакторі ідеального витіснення (наприклад, вихідні криві у процесах адсорбції).

У процесах сушіння необхідно враховувати температурний фактор, який впливає на рівноважний вологовміст, фізико-хімічні характеристики дисперсного матеріалу та теплового агента.

Балансове рівняння для визначення зміни температури t теплового агента, записане у безрозмірних координатах для одиниці довжини шару, має вид [1]:

$$\frac{\partial t}{\partial \tau} = -3 \cdot \left(\frac{\partial T}{\partial \varphi} \right)_{\varphi=1}, \quad (1)$$

у якому:

$\varphi = \frac{r}{R}$ – безрозмірний радіус частинок;

$$\omega = \frac{a \cdot \zeta \cdot (1 - \varepsilon) \cdot z}{\nu_0 \cdot R^2} - \text{безрозмірна довжина шару};$$

r, R – біжучий та дійсний радіус частинки, м;

T – температура твердих частинок, °С;

a – коефіцієнт теплопровідності, м²/с;

ν_0 – фіктивна швидкість теплового агента, м/с;

z – біжуча висота шару, м;

ε – пористість шару;

ζ – відношення об'ємних теплот дисперсного матеріалу і теплового агента [1].

Доповнивши рівняння (1) диференціальним рівнянням теплопровідності з крайовими умовами III роду [2], використавши операційний метод, оснований на перетвореннях Лапласа, одержано зображення, якому немає оригіналу. Можливо одержувати лише наближені рішення для екстремальних значень безрозмірної довжини ($\omega \ll 1$, $\omega \gg 1$) та чисел Фур'є ($Fo \ll 1$, $Fo \gg 1$).

Нами розглянуто два методи математичного моделювання процесу теплообміну у стаціонарному шарі для випадків, коли параметри процесу ω і Fo не вписуються у рамки точних рішень, одержаних на основі перетворення за Лапласом.

В основі першого методу лежить процес перетворення функції на основі експериментальних даних. Метод полягає в тому, що функцію $\theta_1(Fo)$ можна представити експоненціальною залежністю для таких значень ω , які характеризують «короткий шар».

$$\theta_1(Fo) = 1 - e^{-Fo} \quad (2)$$

Для шару більшої довжини ω рекурентна формула має вигляд [3]:

$$\theta_n(Fo) = 1 - e^{-Fo} \cdot \left(1 + \frac{Fo^{2-1}}{(2-1)!} + \dots + \frac{Fo^{n-1}}{(n-1)!} \right), \quad (3)$$

$$\text{де } n = \frac{\omega_n}{\omega_1}, \text{ а } \theta = \frac{t - T_0}{t_n - T_0}.$$

На рис. 1 наведено експериментальні результати щодо зміни температури сушильного агента t у безрозмірній формі (точка) та визначені за рекурентною формулою (3) (суцільні лінії).

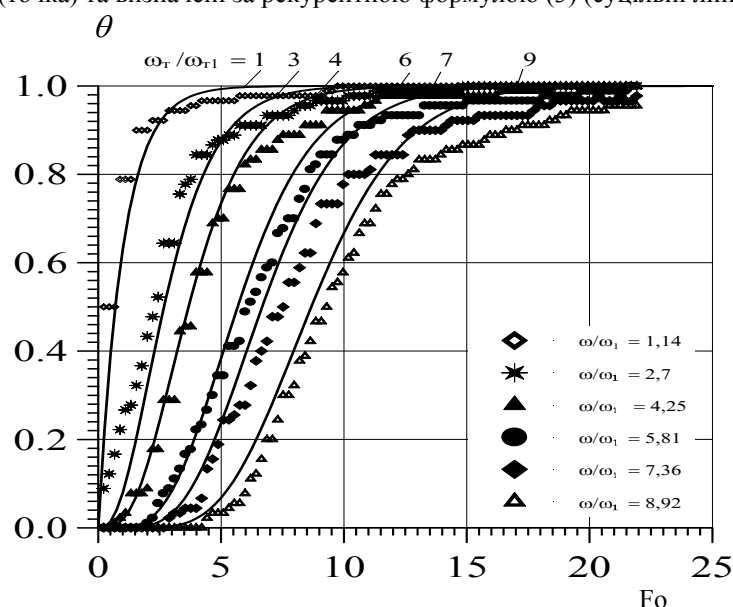


Рис. 1 – Зміна температури теплового агента під час фільтраційного сушіння кам'яного вугілля (точки – експериментальні дані, суцільна лінія – розрахунок за формулою (3))

Експериментальні значення температур теплового агента визначались по висоті шару зернистого матеріалу за допомогою ХК термопар і 7-канального вимірювального інтелектуального перетворювача ПВІ-0298 з виведенням інформації на персональний комп'ютер.

Другий метод базується на одержанні емпіричних залежностей $\theta = f(Fo, \psi)$, у якій $\psi = h/H$ – безрозмірна висота шару. Комп’ютерна апроксимація одержання експериментальних даних показала, що найбільш коректно температурний режим на різних висотах шару описується логарифмічною залежністю типу:

$$\theta = A \cdot \lg(Fo) \pm B, \quad (4)$$

у якій A і B є функціями безрозмірної висоти шару ψ .

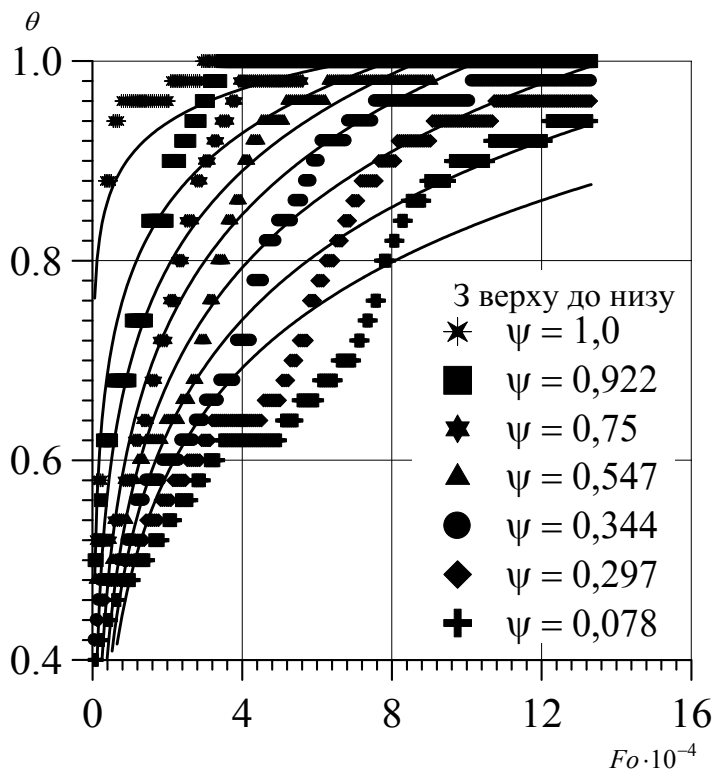


Рис. 2 – Зміна безрозмірної температури θ від безрозмірного часу Fo залежно від висоти шару кеку глиноземистого

На рис. 2 наведено зміну безрозмірної температури теплового агента $\theta = t/t_n$ як функції безрозмірного часу Fo для шару дрібнодисперсних частинок кеку глиноземистого.

Узагальнення результатів наведених на рис. 2 дала змогу визначити невідомі коефіцієнти A і B рівняння (4)

$$A = 0,1 \cdot \lg(\psi) + 7,8 \cdot 10^{-2}$$

$$B = -1,4 \cdot \lg(\psi) + 0,2$$

а саме рівняння представити у вигляді:

$$\theta = (0,1 \cdot \lg(\psi) + 7,8 \cdot 10^{-2}) \cdot \lg(Fo) - 1,4 \cdot \lg(\psi) + 0,2 \quad (5)$$

Висновок

Отримана розрахункова залежність дає змогу прогнозувати швидкість переміщення температурного поля в шарі дисперсного матеріалу під час фільтраційного сушіння з достатньою точністю для використання її під час проектних розрахунків сушильного обладнання.

Література

1. Атаманюк В.М. Наукові основи фільтраційного сушіння дисперсних матеріалів (Монографія) / В.М. Атаманюк, Я.М. Гумницький / Львів: Видавництво Національного університету “Львівська політехніка”, 2013, 276 с.
2. Лыков А.В. Теория теплопроводности / А.В. Лыков / – М.: Высшая школа, 1967. – 600 с.
3. Аксельруд Г.А. Массообмен в системе твердое тело-жидкость / Г.А. Аксельруд / – Львов: изд-во Львов. ун-та, 1970. –185 с.

ЕНЕРГОЕКОЛОГІЧНИЙ АНАЛІЗ СОРБЦІЙНИХ ПРОЦЕСІВ

Гумницький Я.М. д-р техн. наук, професор
Національний університет “Львівська політехніка”, м. Львів

Розглянуто сорбційні процеси за участю твердої фази (фізична адсорбція, хемосорбція, іонний обмін, хроматографія). Наведено статичні, кінетичні та динамічні закономірності процесів.

Sorption processes have been examined with participation of hard phase (physical adsorption, chemisorption, ionic exchange, chromatography). Static, kinetic and dynamic patterns of processes have been presented.

Ключові слова: адсорбція, іонний обмін, хроматографія, статика, кінетика, динаміка.

Keywords: adsorption, ion exchange, chromatography, statics, kinetics, dynamics.

Сорбційні процеси за участю твердих сорбентів широко використовуються у хімічній, харчовій технології та з метою охорони навколишнього середовища. Серед основних вимог, що ставляться до цих процесів (висока ступінь розділення, технологічність), є вимоги енергоекономічного характеру. До них належать низькі затрати енергії на проведення процесу та низька собівартість сорбційного розділення. Низькі енергетичні затрати пов'язані в основному з технологічними операціями (процеси у нерухомому чи псевдозрідженому шарі сорбента, в апаратах з механічним перемішуванням тощо). Низькі економічні затрати пов'язані не лише з оптимальною технологією, але і з низькою вартістю самих твердих сорбентів. Сфера застосування сорбційних технологій може бути окреслена наступними процесами:

- розділення газових та рідинних однорідних систем;
- очищення технологічних газів та рідин від небажаних домішок;
- одержання нових продуктів із заданими властивостями;
- очищення води та надання їй високих кондицій перед водовикористанням;
- застосування у лікарській практиці;
- очищення стічних вод та газових середовищ з метою охорони навколишнього середовища;
- очищення забруднених територій (полігонів);
- застосування у військовій справі.

Класифікація сорбційних процесів:

- 1) Фізична адсорбція ↔ десорбція.
- 2) Хемосорбція.
- 3) Іонний обмін.
- 4) Хроматографія.

Питання, що обговорюються під час розгляду сорбційних процесів за участю твердої фази:

- 1) Адсорбенти, їх характеристика.
- 2) Статика адсорбції (термодинамічна рівновага у системі тверде тіло – рідина (газ)).
- 3) Кінетика адсорбції.
- 4) Динаміка адсорбції.
- 5) Адсорбційна апаратура.

1. Фізична адсорбція

1.1. Адсорбенти та їх характеристика

Слід відмітити, що тільки сорбційні процеси за участю твердої фази дають характеристику речовин, що приймають участь у масообміні. До характеристик адсорбентів належать:

- адсорбційна здатність, $\Gamma/\Gamma_{\text{адс}}$;
- питома поверхня, $\text{м}^2/\text{г}$;
- поверхня мікропор;
- об'єм загальний та мікропор;
- густина, гранулометричний склад, ціна.

Промислові адсорбенти: активоване вугілля, силікагель, алюмосилікати, цеоліти, іонообмінні смоли (катіоніти та аніоніти).

Адсорбенти можуть бути одержані і синтетичним методом. Як приклад, можна навести адсорбенти, одержані на основі золи виносу теплових електростанцій, склад якої представлений в основному SiO_2 , Al_2O_3 , Fe_2O_3 , тобто речовинами, які є основою цеолітових матеріалів.

Модифікуванням гідротермічним методом та спіканням з натрію гідроксидом одержано адсорбенти з наявністю у кристалічній структурі цеоліту X, цеоліту Na-P1 та фюзиту[1]. Одержаний синтетичний адсорбент, випробуваний на предмет поглинання різних речовин органічної та неорганічної природи, показав задовільні адсорбційні характеристики.

1.2. Статична активність адсорбентів

Статична активність a^* належить до однієї з найважливіших характеристик адсорбентів. Вона представляється ізотермою адсорбції і є функцією концентрації C або парціального тиску компоненту у газовій суміші P :

$$a^*=f(C,P) \quad (1)$$

Зважаючи на різний механізм адсорбції і, відповідно, різні форми ізотерм, запропоновано різні математичні моделі ізотерм. Серед найбільш використовуваних – ізотерма Генрі, Ленгмюра, Фрейндліха, біленгмюрівська, Еверета, БЕТ, Дубініна-Радушкевича та інші. Ідентифікацію ізотерм адсорбції можна провести за допомогою пакету прикладних програм, розроблених на кафедрі хімічної та процесної інженерії Жешувської політехніки (Польща)[2].

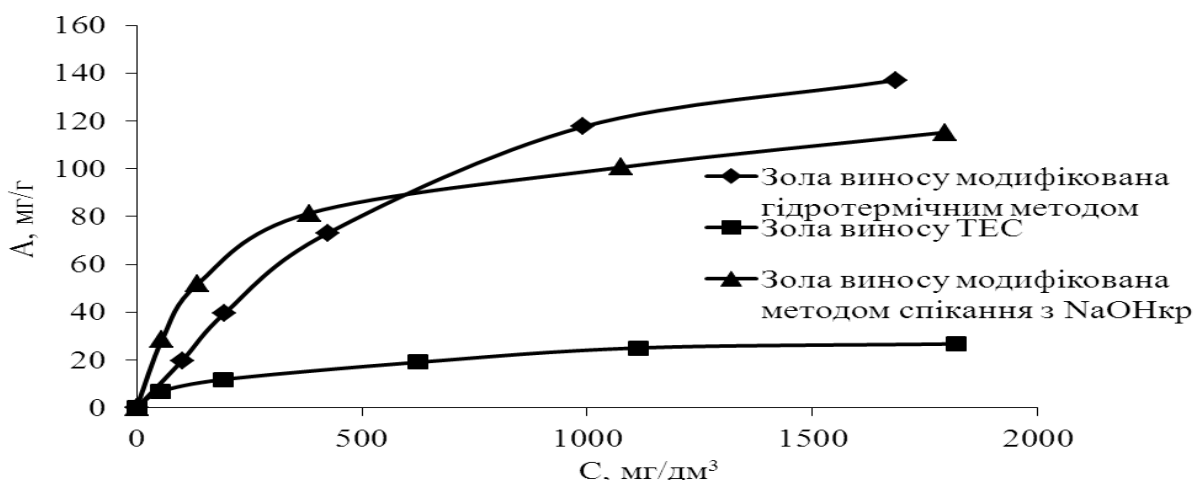


Рис.1 – Ізотерми сорбції дизельного палива

Як приклад наведено ізотерми адсорбції дизельного палива на синтезованих сорбентах, основою яких є зола виносу (рис.1), які можуть бути описані і ізотермою Ленгмюра, і ізотермою Фрейндліха[4]. Напр., для золи виносу модифікованої методом спікання [3]:

$$\text{ізотерма Ленгмюра: } a^* = 119,05 \frac{0,055c}{1 + 0,055c} \quad (2)$$

$$\text{ізотерма Фрейндліха: } a^* = 6,74c^{1/03906} \quad (3)$$

Значення коефіцієнтів кореляції вказує на те, що у даному діапазоні концентрацій обидві ізотерми добре описують статистику адсорбції.

Застосування цеолітів з метою адсорбції дозволило встановити, що має місце не лише фізична адсорбція, але і іонний обмін, тому що у структурі цеоліту знаходяться іони Na^+ , K^+ , Ca^{2+} , Mg^{2+} , які здатні обмінюватись на катіони, що знаходяться у розчині (напр., іони важких металів).

1.3. Кінетика адсорбції

Механізм процесу адсорбції складається з трьох стадій:

- зовнішня дифузія компоненту до поверхні зерна адсорбента;
- внутрішня дифузія компоненту в середині зерна (може бути поверхневою і об'ємною);
- фізична (або іонообмінна) адсорбція на активних центрах адсорбента.

Перша стадія описується рівнянням масовіддачі

$$\frac{dM}{dt} = \beta F_s(C - C_n), \quad (4)$$

у якому M – маса адсорбтива, F_s – зовнішня поверхня адсорбента, β – коефіцієнт масовіддачі, що підлягає визначенню; C і C_n – концентрації адсорбтиву в об'ємі рідини та у приповерхневому шарі адсорбента.

Трудність експериментального визначення β полягає в тому, що концентрація C_n не є постійною, а змінюється як за рахунок припливу компоненту з розчину до поверхні, так і за рахунок масопровідності всередину зерен адсорбенту. Нами для оцінки β використано початкові стадії адсорбції, за яких можна прийняти $C_n=0$.

Кінетика внутрішньодифузійного процесу для різних можливих випадків достатньо повно висвітлена у [4].

1.4. Динаміка адсорбції

Під час дослідження кінетики адсорбції визначається зміну концентрації адсорбтиву та адсорбату у часі ($C=f(\tau)$; $a=f(\tau)$). Якщо процес відбувається у колоні з нерухомим шаром адсорбенту, то ці концентрації є не лише функціями часу, але і висоти шару. Рівняння зовнішньої та внутрішньої дифузії доповнюються не лише граничними умовами, але і диференціальним рівнянням матеріального балансу, що значно ускладнює одержання рішення. Одержані аналітично рішення, напр. рішення Розена, через їх складність не завжди можуть бути використані під час практичних розрахунків.

Проведені нами розрахунки енергетичних затрат на проведення адсорбції іонів купруму в апараті з мішалкою та у нерухомому шарі модифікованого адсорбенту. За однакових умов для очищення 1 м^3 забрудненої води енергія на перемішування складає 8 кДж , а в апараті з нерухомим шаром $5,76\text{ кДж}$, що свідчить на користь останнього методу.

2 Хемосорбція

Процеси хемосорбції застосовуються у різних галузях промисловості з метою одержання технологічних продуктів та з екологічною метою. Процес хемосорбції досліджувався на сорбентах, одержаних купрум– та ферум– модифікацією природної глинистої сировини, під час поглинання гідроген сульфід [5]. Статична активність модифікованих сорбентів визначається наявністю на поверхні сорбента модифікаторів. Швидкість процесу поглинання характеризується наявністю трьох етапів (рис.2). Перша стадія визначається переважанням фактора зовнішньої дифузії над швидкістю реакції. Встановлено, що для Fe-вмістних зразків є характерною більша тривалість цього процесу порівняно з Cu-вмістним сорбентом, що пояснюється більш розвинутою поверхнею. Другий етап характеризується співрозмірною швидкістю зовнішньої дифузії та хімічної реакції. На третьому етапі процес переміщується у внутрішній простір адсорбента і лімітується внутрішньодифузійною кінетикою. Відбувається швидке зменшення швидкості аж до повного припинення процесу.

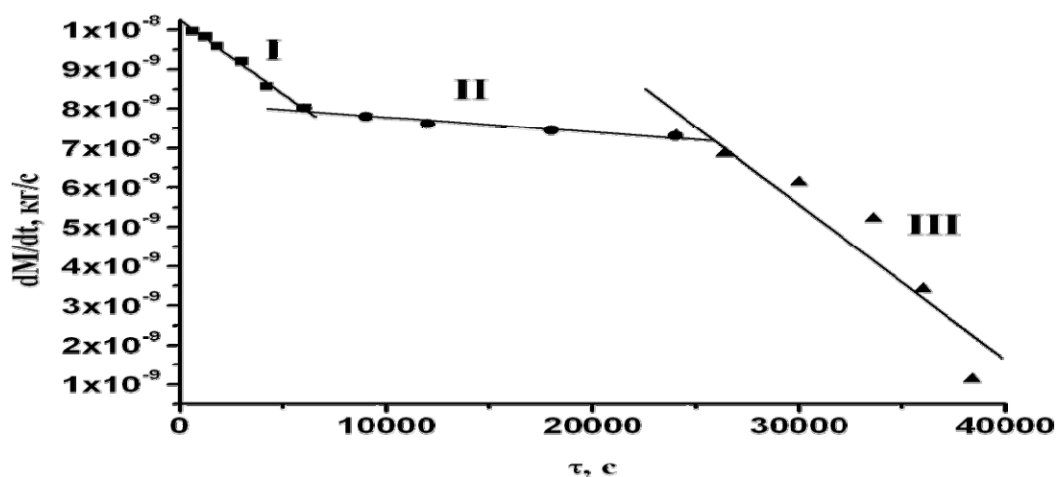


Рис. 2 – Залежність швидкості поглинання H_2S від часу Fe-вмістним сорбентом за початкової концентрації H_2S у газі $0,006\text{ кг/м}^3$: I- зовнішньодифузійна область; II- змішана область; III- внутрішньодифузійна область

3. Іонний обмін

Іонообмінник представляє собою пористу речовину, всередині якої знаходяться рухомі іони, що здатні до обміну на еквівалентні кількості іонів з розчину. Як правило, хімічна реакція обміну протікає

швидко, тому цей процес у загальній швидкості іонообміну не враховується. На рис. 3 наведено типові ізотерми іонного обміну на катіоніті марки КУ-2 [6].

З наведених ізотерм видно, що на їх положення впливає не лише концентрація, але і рід катіона. Кут нахилу ізотерми для іонів Hg^{2+} є більшим за відповідний кут для Ca^{2+} . Очевидно цей факт має вплив і на кінетику іонного обміну.

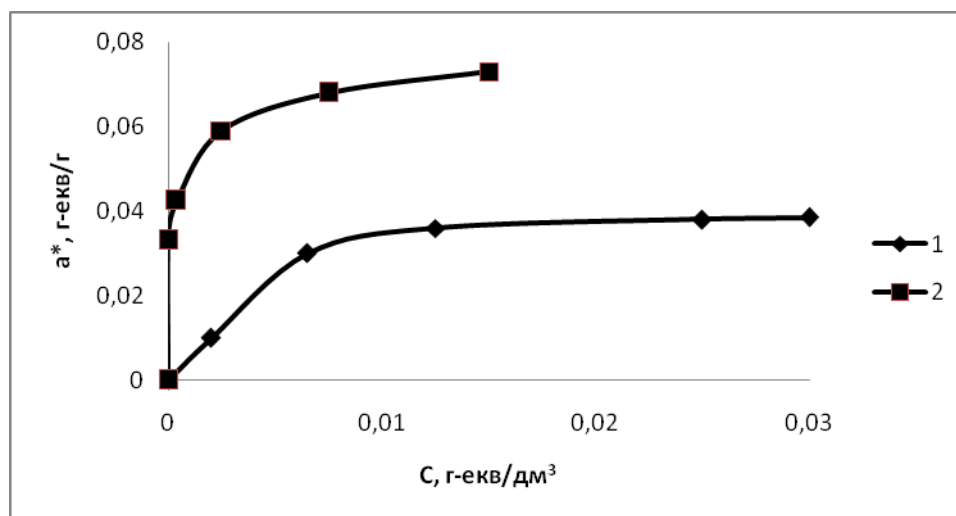


Рис.3 – Ізотерми рівноваги іонного обміну іонів Ca^{2+} (1) та Hg^{2+} (2) на катіоніті КУ-2 за температури 298 К

4. Хроматографія [7]

Хемосорбційні процеси використовуються для розділення суміші речовин шляхом селективної сорбції. У багатьох випадках хроматографічним розділенням можливо одержати продукти високого ступеня чистоти. Теоретичні засади хроматографії лежать у області нелінійних ізотерм, що значно ускладнює математичний опис та аналітичні рішення. У даний час хроматографія розвивається від лабораторних досліджень до прикладних задач, особливо у фармацевтичній промисловості та біотехнологіях.

Література

1. Гумницький Я.М., Тижбір Г.А. Синтез та характеристика цеолітних матеріалів на основі золи виносу Добротвірської ТЕС// Восточно-Европейский журнал передовых технологий, - 2011. - № 3/5 (51). – С. 26-32.
2. Мальований М.С., Петрушка І.М. Очищення стічних вод природними дисперсними сорбентами-2012. – Вид. Львів. Політехніки. – 180с.
3. Гумницький Я.М., Сабадаш В.В., Тижбір Г.А. Механізм адсорбції іонів амонію природними амоніосилікатами // Вісник НУ «Львівська політехніка». – 2011. - №700. – С. 308-311.
4. Petrus R., Akselrud G., Gumnitsky J., Piatkowski W. Wymianamasy w ukladzie cialo stale – ciecz. – 1998. – Wud. Rzeszow.Politechniki. – 365s.
5. Stepova K., Gumnitsky Y., Maquarvie D. Mechanism and Mathematical Model of H_2S Chemisorption on Modified Bentonite// Chemistry and Chemical Technology. – 2009/ - №3. – P. 169-172.
6. Аксельруд Г.А., Гумницький Я.М., Фиклистов І.Н. Кінетика іонообміну // Инж.-физ. журнал. – 1970. – т. 19, №2. – С. 323-326.
7. Antos D., Kaczmariski K., Piatkowski W. Chromatography preparatywna jako proces rozdzielania mieszanin. – Wyd. Naukowo-Techniczne. – Warszawa. – 2011. – 321s.

**АЛЬТЕРНАТИВНІ ДЖЕРЕЛА ЕНЕРГІЇ.
ЗАСТОСУВАННЯ ТЕПЛОВИХ НАСОСІВ
І ТЕПЛОВИХ ТРУБ. НЕЕНЕРГОЄМКІ
ПРОДУКТИ І МАТЕРІАЛИ**

АККУМУЛИРОВАНИЕ ТЕПЛОВОЙ ЭНЕРГИИ КОМПОЗИТНЫМИ СОРБЕНТАМИ «СИЛИКАГЕЛЬ – СУЛЬФАТ НАТРИЯ»

Сухой К.М. кандидат химических наук, доцент, Сухой М.П. кандидат технических наук, профессор, Козлов Я.Н. кандидат технических наук, Коломиец Е.В. аспирантка, Беляновская Е.А. кандидат технических наук, Чупейдо В.Г. кандидат технических наук, доцент.
Государственное высшее учебное заведение «Украинский государственный химико-технологический университет», г. Днепропетровск

Изучены свойства композитных сорбентов «силикагель – сульфат натрия». Показана корреляция состава, структуры, кинетики адсорбции воды и их эксплуатационных характеристик, как теплоаккумулирующего материала. Установлено, что их теплоаккумулирующая способность составляет 0,36 кВт·ч/кг (258 кВт·ч/м³).

The composite sorbents "silicagel – sodium sulphate" are studied. The correlation of their composition, structure, water adsorption kinetic and operating characteristic as heat storage material is shown. The heat storage capacity is stated to be 0,36 kw-hr/kg (258 kw-hr/m³).

Ключевые слова: композитный сорбент, адсорбция, теплоаккумулирующий материал, теплоаккумулирующая способность.

Инициативы мирового сообщества по сокращению выбросов диоксида углерода и других парниковых газов стимулируют не только поиск альтернативных источников энергии, рационализацию использования высоких температур в промышленности, транспорте и в быту, но и аккумуляцию тепловой энергии, в том числе, низкопотенциальной (низкотемпературной). Одним из технических решений при этом является адсорбционное преобразование тепловой энергии. Тем не менее, текущее состояние технического уровня в данной области нельзя признавать удовлетворительным вследствие низкого качества применяемых адсорбентов [1]. В последнее время попытки их усовершенствования сосредоточились на синтезе и исследовании композитных сорбентов «пористая матрица – соль» вследствие их повышенной сорбционной емкости к обычным рабочим жидкостям [2 – 5]. В качестве матрицы при этом широко используют силикагель, а адсорбтивом является водяной пар [1]. Очевидно, что аккумуляция тепловой энергии композитными сорбентами основано на трех механизмах: емкостном, фазовопереходном и адсорбционном. Тем не менее, присутствие кристаллической соли в матрице способствует не только росту сорбционной емкости, но и к качественному изменению кинетики сорбции [1].

В представляемой работе изучены свойства (состав, структура, кинетика адсорбции водяного пара) композитного сорбента «силикагель – сульфат натрия» и его эксплуатационные характеристики в качестве теплоаккумулирующего материала.

Методика эксперимента

Композитный сорбент «силикагель – сульфат натрия» синтезировали по методике, описанной в [6]. Дифференциально-термический анализ проводили с использованием дериватографа Q-1500Д системы Паулик-Паулик-Эрдей в динамичном режиме в диапазоне температур 20...1000 °С со скоростью нагрева 5 °С/мин. Масса образцов составляла 200 мг. ИК-спектры регистрировали на UR – 20. Широкоугольные рентгенограммы получены с использованием дифрактометра ДРОН-2.0 с геометрией съемки на просвет (метод Дебая-Шеррера), в излучении медного анода ($\lambda=1,54$ А) и никелевым фильтром в отраженном пучке. Регистрацию рассеянного излучения выполняли с помощью сцинтилляционного счетчика в режиме шагового сканирования в интервале углов рассеяния от 2 до 40 градусов [7]. Для исследования кинетики сорбции воды композитным сорбентом использовали установку, описанную в [8].

Испытания эффективности синтезированных композитных сорбентов проводились на экспериментальной установке, схема которой изображена на рис. 1. Установка состоит из теплоизолированной трубы (1), заполненной теплоаккумулирующим материалом (2), сквозь который с помощью компрессора (3) подают воздух. За компрессором расположен нагреватель (4) для регулирования температуры воздуха. В установку вмонтированы термодатчики (Т) для контроля температуры воздуха на входе, выходе, по зонам теплоаккумулятора и снаружи. Изменение массы в процессе испытаний регистрировали с помощью весов (5). Расход воздуха поддерживали на уровне 50

м³/год, а его влажность – 70 - 80 %. Масса теплоаккумулирующего материала до адсорбции составляла 3,5 кг.

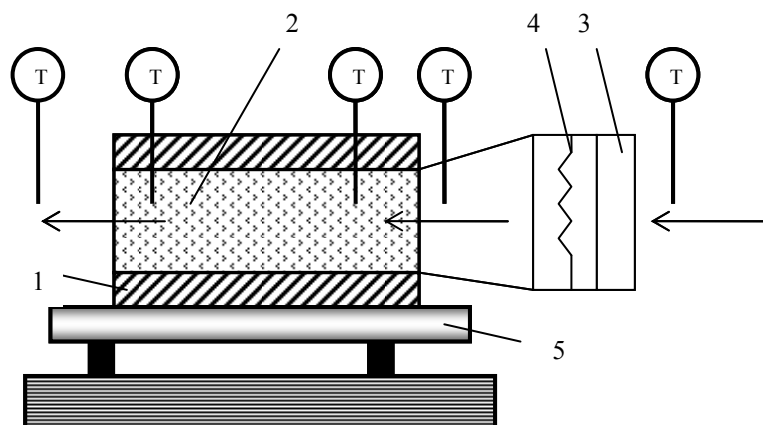


Рис. 1 – Экспериментальная установка для исследования теплоаккумулирующих материалов

Количество теплоты, выделившейся во время адсорбции композитным сорбентом воды, можно рассчитать по формуле:

$$Q_{\text{сорбции}} = C_p \cdot \rho \cdot \Delta T \cdot V \quad (1)$$

где $C_p = 1,012$ – средняя изобарная теплоемкость сухого воздуха, кДж/(кг·К);

$\rho = 0,825$ – средняя плотность воздуха, кг/м³;

$\Delta T = 60$ – перепад температур воздуха на входе та на выходе трубы с теплоаккумулирующим материалом, К;

$V = 90$ – объем воздуха, прошедший через композитный сорбент, м³.

Теоретическое значение теплоаккумулирующей способности композитного сорбента воды можно вычислить по формуле [9]:

$$Q = \Delta h \cdot \rho \cdot C \cdot \left(\frac{1000}{M_w} \right) \cdot \left(\frac{1}{3600} \right) \quad (2)$$

где $\Delta h \cong 60$ – теплота адсорбции пари воды, кДж/моль;

$\rho = 720$ – насыпная плотность композитного сорбента, кг/м³;

$C = 44\%$ – максимальная влагоемкость;

$M_w = 18$ – молярная масса воды, г/моль.

Результаты и обсуждение

Композит после десорбции при нагревании не только до 140, но и до 1000 °С, теряет только 2 % массы. Потеря массы композита после адсорбции влаги воздуха наблюдается в диапазоне температур от 32°С до 100°С и составляет 46 %. Различия теплофизических свойств исследованных композитных сорбентов от свойств массивных кристаллогидратов подтверждает дифференциально-термический анализ 10-водного (Na₂SO₄·10H₂O) и безводного сульфата натрия, а также высушенного до постоянной массы при 100°С силикагеля марки КСМ, который можно рассматривать, как аналог кремний-кислородной матрицы изученных композитов. Безводный сульфат натрия при нагревании до 1000 °С теряет 5% массы в интервале температур 175 – 200 °С. Для 10-водного сульфата натрия потеря массы составляет 54 % в диапазоне 75 – 140 °С. Потеря массы силикагеля марки КСМ, связанная с удалением адсорбированной воды, при нагревании до 1000 °С равна 15%.

Выявленные закономерности можно объяснить различиями сорбционных свойств композита „силикагель – сульфат натрия”, массивной соли, и силикагеля, а также линейной суперпозиции их свойств, рассчитанной по формуле:

$$m_{\Sigma} = a \cdot m_{Na_2SO_4} + (1 - a) \cdot m_{SiO_2} \quad (3)$$

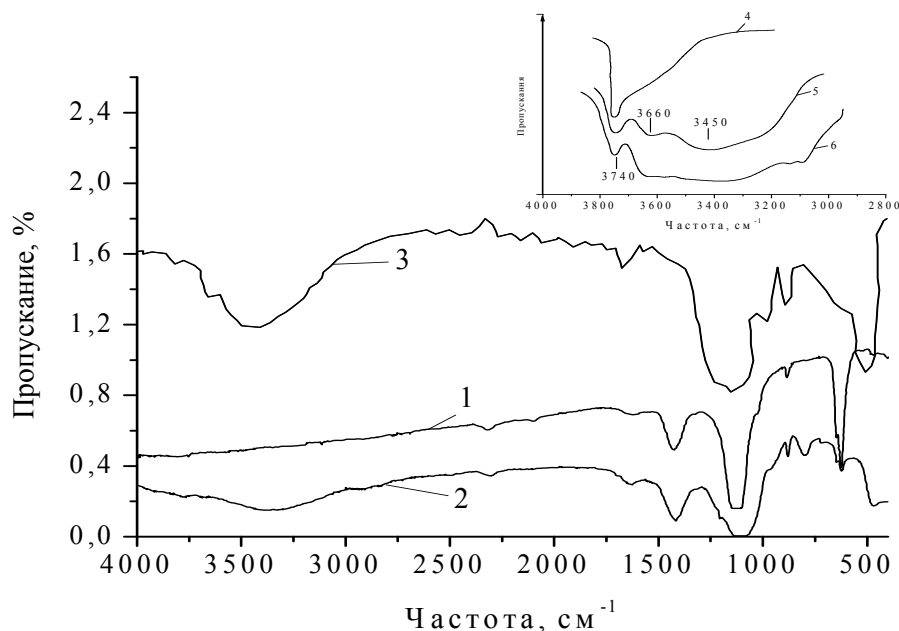
где a – массовая доля сульфата натрия в композите $a = 0,44$;

$m_{Na_2SO_4}$, m_{SiO_2} – количества воды (г), поглощаемой 1 г массивной соли Na₂SO₄ 1 г силикагеля

соответственно, $m_{Na_2SO_4} = 1,27$, $m_{SiO_2} = 0,18$.

Сорбционная емкость «чистого» силикагеля составляет 0,18 г/г, массивного сульфата натрия – 1,27 г/г, композита „силикагель – сульфат натрия” – 0,85 г/г, а линейная суперпозиция сорбционной емкости механической смеси силикагеля и сульфата натрия – 0,66 г/г. Таким образом, сорбционные свойства синтезированных композитных сорбентов "силикагель – кристаллогидрат" не являются линейной комбинацией свойств силикагеля и массивной соли. Следовательно, синтезированные композитные сорбенты обладают уникальной структурой, повышающей скорости протекания реакция между кристаллогидратами и парами воды в развитых порах кремний – кислородной матрицы.

На рис. 2 представлены ИК-спектры кристаллогидрата $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ (1) композитных сорбентов "силикагель – сульфат натрия" (2) и силикагеля КСМ (3).



1 – сульфата натрия; 2 – композита „силикагель – сульфат натрия”, после десорбции; 3 – силикагеля КСМ [11]; 4 – полностью дегидратированной поверхности силикагеля; 5 – силикагеля при начальной стадии адсорбции воды и 6 – сильно гидратированной поверхности силикагеля (3) [10]

Рис. 2 – ИК – спектр поглощения

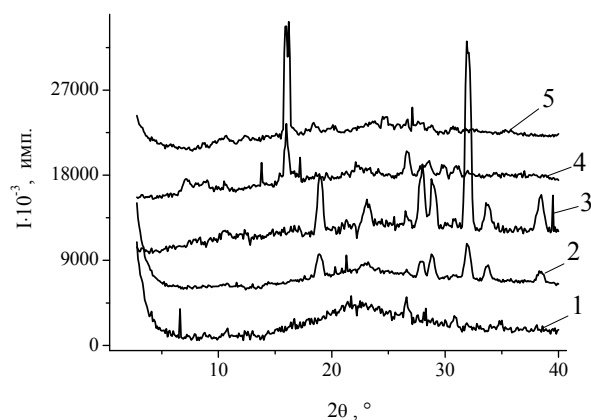
При их сопоставлении можно отметить, что полосы поглощения в области $3000\text{--}3200\text{ см}^{-1}$, характерные для сильно гидратированной поверхности силикагеля (рис. 2, кривая 6), связанные, по-видимому, с колебаниями водородной связи ОН-групп силикагеля с атомами кислорода молекул воды, типичны и для синтезированного композита „силикагель – сульфат натрия” (рис. 2, кривая 2). Очевидно, такое взаимодействие происходит не в первый момент адсорбции воды, на что указывает кривая 6 (рис. 2). Синтезированный композит „силикагель – сульфат натрия” имеет ряд полос поглощения в области $1100\text{--}900\text{ см}^{-1}$, типичных для силикагеля (рис. 2), и обусловлены валентными колебаниями связей Si – O в кремний-кислородных тетраэдрах $[\text{Si}_4]^{4-}$. Интенсивные полосы, связанные с деформационными колебаниями в кремний-кислородных тетраэдрах ($470\text{--}490\text{ см}^{-1}$), а также с валентными и деформационными колебаниями гидроксидов ($1500\text{--}4000\text{ см}^{-1}$), типичны для силикагеля и композита „силикагель – сульфат натрия” (рис. 2). В спектрах композита „силикагель – сульфат натрия” присутствуют полосы, характерные для силикагеля и сульфата натрия. Однако, в синтезированном композите „силикагель – сульфат натрия” практически отсутствует интенсивная полоса поглощения в области 3749 см^{-1} , типичная для ИК-спектров веществ, содержащих Si–ОН – группы [10, 11]. При этом для композита „силикагель – сульфат натрия” присутствует смещенная широкая полоса $3680\text{--}3200\text{ см}^{-1}$ (рис. 2), характерная для силикагеля на начальной стадии адсорбции воды (рис. 2, кривая 5) и сильно гидратированной поверхности силикагеля (рис. 2, кривая 6).

Таким образом, ИК-спектры исследованного композита „силикагель – сульфат натрия” подтверждают его специфическую структурную и минералогическую характеристику, а также позволяют прогнозировать высокие адсорбционные свойства.

Изменение сорбционных свойств кристаллогидратов при их размещении в порах кремний-кислородного скелета может быть связано с взаимодействием соли с матрицей или с ее

диспергированием до наноуровня (размерный эффект). Для оценки вклада этих эффектов использован рентгеноструктурный анализ.

На рис. 3 приведены широкоугольные рентгенограммы силикагеля КСМ, дегидратированных и гидратированных композитного сорбента „силикагель – сульфат натрия” и исходного сульфата натрия.



1 – силикагеля КСМ; 2 – композита „силикагель – сульфат натрия”; 3 – дегидратированный сульфат натрия; 4 – гидратированного композита „силикагель-сульфат натрия”; 5 – гидратированного сульфата натрия

Рис. 3 – Широкоугольные рентгенограммы образцов

На рентгенограмме композита „силикагель – сульфат натрия” (рис. 3, кривая 2) наблюдаются рефлексы, соответствующие кристаллическому сульфату натрия (рис. 3, кривая 3) и силикагеля (рис. 3, кривая 1). В композите „силикагель – сульфат натрия” в дегидратированном состоянии присутствуют микрокристаллы Na_2SO_4 с размером участка когерентного рассеивания на уровне 12 – 17 нм. Следовательно, синтезированные композитные сорбенты представляют собой трехмерный кремнекислородный скелет с развитой системой пор, в которых размещены молекулы кристаллогидрата. Кристаллические фазы взаимодействия соли с кремнийкислородной матрицей не обнаружены.

На рентгенограмме гидратированного композита „силикагель, модифицированный сульфатом натрия” (рис. 3, кривая 4), кроме размерного пика декагидрата сульфата натрия наблюдаются только размерные рефлексы от SiO_2 . Эти пики уже, а их интенсивность меньше, чем для исходной соли (рис. 3, кривая 5). Это может быть результатом либо растворения кристаллогидрата сразу после образования, либо его рентгеноаморфного состояния. Таким образом, распределение нанокристаллитов соли по размерам довольно узко. Это может приводить к быстрому переходу к декагидрату сульфата натрия.

Это предположение подтверждают кинетические кривые сорбции воды при 20 °С композитом силикагель – сульфат натрия по сравнению с массивными солями (рис. 4).

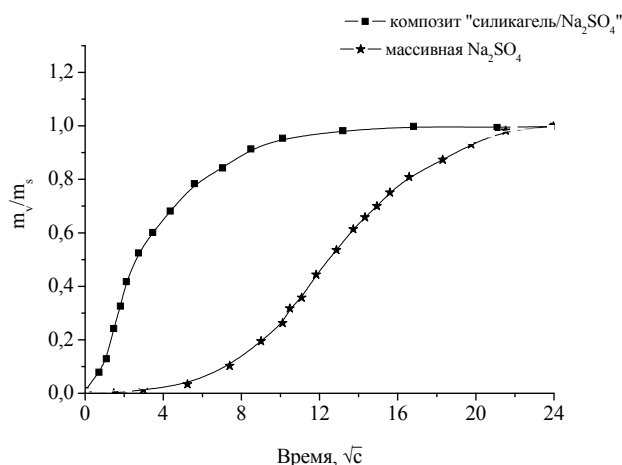


Рис. 4 – Кинетические кривые сорбции воды при $P_{\text{H}_2\text{O}} = 1010,8$ мбар, 20°C

Так, S-образная форма кривых для массивных солей подтверждает гидратацию в кинетическом режиме. Напротив, для композитных сорбентов начальный участок кинетической кривой практически линеен в координатах “ $m/m - \sqrt{t}$ ”, что свидетельствует о диффузионном характере процесса, т. е. лимитирующим фактором является транспорт воды по системе пор силикагеля. Подобные закономерности сохраняются и при температурах 40 и 60 °С. При этом время выхода на плато монотонно снижается с ростом температуры и для массивной соли, и для композитного сорбента.

Химическая реакция воды с дисперсной солью протекает быстро, что является следствием узкого распределения нанокристаллитов соли по размерам. Равновесие для массивных солей достигается значительно позже, чем для композитов.

Далее, проведены испытания композитного сорбента «силикагель – сульфат натрия» в качестве теплоаккумулирующего материала в установке открытого типа.

На рис. 5 приведены температурные зависимости композитных сорбентов в процессе сорбции воды и температуры воздуха на входе и выходе из системы во времени соответственно.

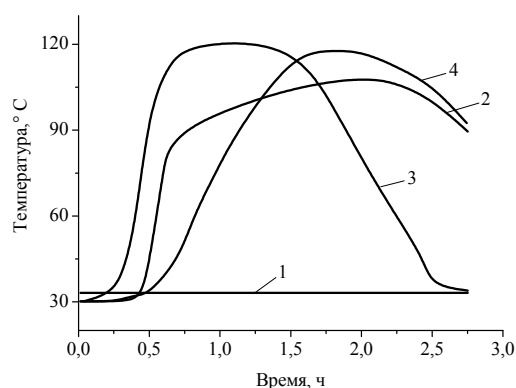


Рис. 5 – Зависимости температуры композитного сорбента “силикагель – Na_2SO_4 ” в процессе сорбции воды на входе (3) и выходе из системы (4) и температуры воздуха на входе (1) и выходе из системы (2) от времени

После непродолжительного прогрева аккумулирующего материала (15 мин.) происходит сорбция воды из воздуха – экзотермический процесс. Температурный градиент сорбции двигается через материал, выходя на уровень насыщения через два часа (рис. 5, кривая 3 и 4). Температура воздуха на выходе из системы поддерживается в интервале 90-115°C в течение двух часов.

Масса теплоаккумулирующего материала после сорбции выросла на 80%, т.е. влагосодержание в композитном сорбенте составляет 44 %.

При обратном процессе десорбции (рис. 6) после начального этапа прогрева материала (1,5 часа) происходит быстрое удаление воды (кривые 2 и 3), а процесс десорбции завершается через 5,5 часов.

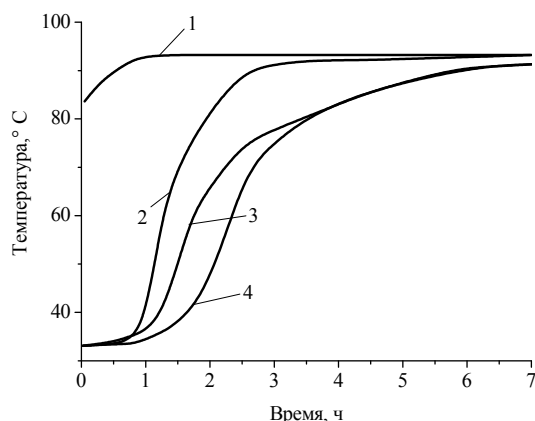


Рис. 6 – Зависимости температуры композитного сорбента “силикагель- Na_2SO_4 ” в процессе десорбции воды на входе (2) и выходе из системы (3) и температуры воздуха на входе (1) и выходе из системы (4) от времени

Следует отметить, что негативные изменения внешнего вида композитного сорбента не наблюдалось в течение 10 циклов. Теплоаккумулирующая способность синтезированных композитных сорбентов, рассчитанная по уравнению (1), составляет 0,36 (кВт·час/кг), или 258 [(кВт·год)/м³], практически совпадает с теоретической, вычисленной по уравнению (2).

Выводы

Изучены композитные сорбенты «силикагель – сульфат натрия». Показано, что их сорбционные свойства не являются линейной комбинацией свойств матрицы и соли.

Выявлена корреляция состава, структуры и кинетики адсорбции водяного пара на композитных сорбентах «силикагель – сульфат натрия». Установлено различие лимитирующих стадий гидратации массивной соли Na₂SO₄ и композитного сорбента – кинетическая и диффузионная соответственно. Показано, что различия свойств массивного декагидрата сульфата натрия и композитного сорбента «силикагель – сульфат натрия» являются следствием наноструктурированности соли в порах кремнийкислородной матрицы.

Изучены эксплуатационные характеристики композитного сорбента «силикагель – сульфат натрия», как теплоаккумулирующего материала. Определена его теплоаккумулирующая способность 0,36 (кВт·час/кг), или 258 [(кВт·год)/м³], что свидетельствует о высокой перспективности композитного сорбента «силикагель – сульфат натрия».

Литература

1. Gordeeva L.G., Aristov Yu. I. Composites “salt inside porous matrix” for adsorption heat transformation: a current state-of-the-art and new trends // International Journal of Low-Carbon Technologies Advance Access. – 2012. – P. 1 – 15.
2. Selective water sorbents for multiple application, 1. CaCl₂ confined in mesopores of silica gel: sorption properties /Aristov Yu.I, Tokarev M.M, Cacciola G., et al. // React Kinet Catal Lett. – 1996. – Vol. 59. – P. 325 – 335.
3. A family of new working materials for solid sorption air conditioning systems / Aristov Yu.I, Restuccia G., Cacciola G., et al. // Appl Therm Engn. – 2002. –Vol. 22. – P. 191–204.
4. Influence of characteristics of methanol sorbents “salt in mesoporous silica” on the performance of adsorptive air conditioning cycle / Gordeeva L.G, Freni A, Restuccia G., et al. // Ind Eng Chem Res. – 2007. – Vol. 46. – P. 2747 – 2752.
5. Sharonov V., Veselovskaya J.V, Aristov Yu.I. Ammonia sorption on composites “CaCl₂ in inorganic host matrix”: isosteric chart and its performance // Int. J. Low Carbon Techn. – 2006. – Vol. 1. – P. 191–200.
6. Сухой К.М., Козлов Я.Н., Коломеец Е.В., Сухой М.П., Прокопенко Е.М. Золь – гель материалы для создания теплоаккумулирующих материалов с фазовым переходом // Наноструктурные материалы – 2012: Россия – Украина – Беларусь: Тезисы докладов III Международной научной конференции, Санкт-Петербург, 19 – 22 ноября 2012: Спб: ООО «Издательство ЛЕМА», 2012. – С. 458.
7. Рентгенографические методы изучения полимерных систем / Ю.С. Липатов, В.В. Шилов, И. П. Гомза, Н.Е. Кругляк. – Киев: Наукова думка, 1982. – 295 с.
8. Карнаухов А. П. Адсорбция. Текстура дисперсных и пористых материалов. — Новосибирск: Наука. Сиб. предприятие РАН, 1999. — 470 с.
9. P. Gantenbein, S. Brunold, F. Flückiger, U. Frei Sorption Materials for Application in Solar Heat Energy Storage [Электронный ресурс] / Institute für Solartechnik SPF, University of Applied Sciences Rapperswil, Switzerland. – Internet: www.solarenergy.ch.
10. Карякин А.В., Кривенцова Г.А. Состояние воды в органических и неорганических соединений (по инфракрасным спектрам поглощения). – М.: «Наука», 1972. – 176 с.
11. Физико-химические исследования природных сорбентов. под. ред. Ф.А. Слисаренко. – Саратов: Саратовский государственный педагогический институт, 1968. – 128 с.

АККУМУЛИРОВАНИЕ ТЕПЛОВОЙ ЭНЕРГИИ В ПРОМЫШЛЕННОСТИ И ЖИЛИЩНО-КОММУНАЛЬНОМ ХОЗЯЙСТВЕ

Коринчевская Т.В., Снежкин Ю.Ф. д-р техн. наук, профессор,
Михайлик В.А. канд. техн. наук, ст. наук. сотрудник
Институт технической теплофизики Национальной академии наук Украины, г. Киев

В работе рассмотрены смеси органических соединений, которые рекомендованы для использования в тепловых аккумуляторах. Представлены результаты исследований их теплофизических свойств и эксплуатационных характеристик.

The compositions of organic compounds are presented in this article. They are recommended for use in thermal storage units. The results of studies of their thermophysical properties and operating characteristics are presented.

Ключевые слова: аккумулярование, фазовые переходы, теплота.

Существующее на сегодняшний день состояние в топливно-энергетической отрасли требует срочных эффективных мер по переводу экономики страны на энергосберегающий путь развития. Одним из наиболее энергоемких и социально значимых секторов экономики является теплоснабжение. В этом секторе потребляется около 40% используемых в стране энергоресурсов, из которых более половины приходится на коммунально-бытовой сектор. Теплоснабжение остро нуждается в разработке мероприятий и технических решений, направленных на повышение надежности, качества и экономичности. Системы централизованного теплоснабжения многих городов и населенных пунктов, начиная с ТЭЦ и заканчивая котельными, требуют реконструкции. По данным Министерства регионального развития, строительства и жилищно-коммунального хозяйства Украины в аварийном состоянии находится не менее 15 % тепловых сетей, потери в тепловых сетях достигают 30 %. Приблизительно 70 % общей длины тепловых сетей требует капитального ремонта или полной замены.

Одной из перспективных энергосберегающих технологий является аккумулярование тепловой энергии, в частности для круглосуточного теплоснабжения в промышленности и жилищно-коммунальном хозяйстве. Аккумулярование энергии является промежуточным этапом между ее производством и потреблением, поэтому целесообразность аккумулярования и его формы определяется в первую очередь характеристиками источника и потребителя энергии. Тепловые аккумуляторы, исходя из требований массового применения, должны быть достаточно дешевыми, технологичными в изготовлении, надежными и безопасными в эксплуатации, доступными с точки зрения используемых материалов и веществ. Эффективным решением является использование электрических тепловых аккумуляторов, которые работают за счет льготного ночного тарифа на электроэнергию.

Льготное тарифное регулирование в ночное время давно используется в ряде стран Западной Европы, а с недавнего времени вступило в силу и в нашей стране [1, 2]. Опыт использования систем электрического отопления в странах Европы указывает на перспективность этого метода отопления. При тарифной политике, предусматривающей значительно более низкий тариф на электроэнергию, потребляемую в ночное время, использование электрических тепловых аккумуляторов становится выгодным как для потребителей, так и для производителей электроэнергии. Потребление электроэнергии переносится с пиковых часов энергосистемы на часы ночных провалов, способствуя повышению экономичности и надежности работы энергосистемы в целом и сокращению расходов непосредственно на электростанциях.

В последнее время в Украине широко распространяется строительство индивидуальных жилых домов в пригородных зонах, где нет централизованного тепло- и газоснабжения. В этих условиях перспективным является отопление на основе электрических теплоаккумулирующих систем, работающих с использованием льготного ночного тарифа на электрическую энергию. Применение таких систем отопления только в 1% коттеджных зданий обеспечит экономию 200 млн. м³ природного газа в год.

В системах отопления используются разнообразные виды и конструкции тепловых аккумуляторов: аккумуляторы с твердым теплоаккумулирующим материалом, аккумуляторы с фазопереходным теплоаккумулирующим материалом, жидкостные и паровые аккумуляторы. Основным недостатком традиционных систем аккумулярования теплоты является малая плотность накопления энергии, и, соответственно, большие габариты и материалоемкость, что препятствует их широкому распространению.

Перспективним направлением решения данной проблемы является создание материалов и систем аккумулирования, которые работают с использованием теплоты фазового перехода. Такие аккумуляторы обеспечивают достаточно высокую плотность аккумулирования энергии, которая определяется величиной теплового эффекта в результате изменения агрегатного состояния теплоаккумулирующего материала.

Помимо теплоты, накапливаемой за счет теплоемкости материала при его нагревании, основной все же является теплота процессов плавления и кристаллизации при фазовом переходе «твердое – жидкое состояние». При фазовом переходе в процессе нагревания поглощается дополнительное количество теплоты (необходимая теплота фазового перехода), которая выделяется в процессе охлаждения.

При выборе теплового аккумулятора с использованием теплоты фазового перехода следует учитывать такие характеристики теплоаккумулирующего материала (ТАМ): тепловые (температуру и теплоту фазовых переходов, характеристики теплопереноса); физические (плотность, изменение объема при фазовом переходе, уровень давления пара); кинетические (ход процесса фазового перехода, т.е. переохладение и стеклование, скорость кристаллизации); химические (тепловую стабильность, агрессивность по отношению к материалу корпуса, воспламеняемость и горючесть, летучесть, токсичность, влияние на окружающую среду); экономические (стоимость, наличие больших запасов, возможность получения материала в любое время) [3].

Для теплоснабжения наиболее широкое применение получили материалы, имеющие температуру фазового перехода до 100 °С. При данных рабочих температурах рекомендуется применение кристаллогидратов неорганических солей и органических соединений. Гидраты неорганических солей широко распространены в природе и стали объектом многих исследований. Они имеют относительно высокие значения удельной теплоты плавления и другие удовлетворительные теплофизические свойства, однако их главным недостатком является механическая нестабильность и значительное переохладение при кристаллизации. При многократных циклах плавления – кристаллизации наблюдается разделение фаз и укрупнение кристаллов до образования труднорастворимого монолита. Исследования показали, что использование солей кристаллогидратов не оправдывает себя – большинство из них имеют небольшой ресурс работы (10 – 15 циклов заряд – разряд). Поэтому проводятся работы в направлении стабилизации их физико-химических характеристик и увеличения срока службы (в основном за счет стабилизирующих добавок) [4].

Использование органических веществ полностью снимает вопрос коррозионного разрушения корпуса теплового аккумулятора, обеспечивает достаточно высокую плотность аккумулированной энергии и высокие технико-экономические показатели. Недостатками являются колебания объема при фазовом переходе и низкий коэффициент теплопроводности. В связи с этим необходимо создавать развитые поверхности теплообмена.

Для изучения возможности применения в качестве ТАМ и определения их энергетических характеристик нами были рассмотрены модельные смеси на основе органических соединений производства ООО «Химвоскпром» (г. Александрия). Эти смеси промышленно производятся в больших объемах и относительно недорого. Модельные смеси используются в литейном производстве и представляют собой однородные сплавы различных восков и воскоподобных компонентов. Нами рассмотрены смеси, содержащие парафин, буроугольный и полиэтиленовый воск в разных соотношениях.

С целью определения термодинамических характеристик ряда смесей в дифференциальном сканирующем микрокалориметре были исследованы их фазовые переходы. Полученные ДСК-кривые обработаны с помощью прикладной компьютерной программы, в результате определены температуры и теплоты фазовых переходов, а также рассчитаны энтальпии плавления и кристаллизации [5].

Для определения эксплуатационной стабильности теплофизических свойств ТАМ было проведено их многократное циклическое нагревание и охлаждение (500 – 600 циклов) в специальном устройстве с программным управлением. Результаты калориметрических исследований приведены в таблице 1 [5].

Установлено, что температурные интервалы плавления и кристаллизации ТАМ находятся в пределах 30...103 и 93...28 °С соответственно. Изменение энтальпии плавления наблюдается в пределах 140,7...174,1, а энтальпии кристаллизации – 88,7...164,4 кДж/кг. При охлаждении для всех смесей ТАМ кристаллизации предшествует переохладение, которое составляет 10...20 °С в зависимости от их состава. Исследование фазовых переходов смесей и их компонентов показали, что увеличение содержания буроугольного воска вызывает смещение температур максимумов пика плавления парафина в область более высоких температур, при одновременном уменьшении температуры максимума плавления буроугольного воска. Добавка к смеси парафина с буроугольным воском полиэтиленового воска вызывает уменьшение температур пиков плавления парафина.

Таблиця 1 – Состав смесей и удельная теплота фазовых переходов

Смесь, №	Состав смеси, %			Теплота фазового перехода, кДж/кг			
	Парафин	Буроугольный воск	Полиэтиленовый воск	Плавление		Кристаллизация	
				до термоциклирования	после термоциклирования	до термоциклирования	до термоциклирования
1	90	10		170,3	185,5	152,1	163,9
2	85	15		174,1	191,3	164,4	173,8
3	80	20		157,2	169,3	157,2	163,4
4	75	20	5	163,1	172,0	139,8	132,2
5	70	20	10	140,7	139,8	88,7	89,6

Буроугольный и полиэтиленовый воск увеличивают температурные диапазоны, как плавления, так и кристаллизации смесей [6]. Установлено, что смеси, содержащие 85...90 % парафина и 10...15 % буроугольного воска, имеют наибольшую удельную теплоту фазовых переходов (плавление – 170,3...174,1 кДж/кг, кристаллизация – 152,1...164,4 кДж/кг) и пригодны для аккумулирования тепловой энергии.

Исследования также показали, что многократное термоциклирование смесей № 1 – 3, состоящих из парафина и буроугольного воска, приводит к смещению максимумов пиков плавления и кристаллизации в область более высоких температур и росту энтальпии фазовых переходов (табл. 1). Смесь № 2 дает более высокое приращение энтальпии плавления после термоциклирования. Прирост энтальпии кристаллизации после термоциклирования уменьшается с 11,8 до 6,2 кДж/кг с увеличением содержания буроугольного воска в интервале 10...20 % [5].

Увеличение энтальпии фазовых переходов ТАМ и сдвиг в сторону более высоких температур максимумов пиков плавления и кристаллизации компонентов смеси после термоциклирования скорее является следствием самоочистки компонентов, которое происходит при циклическом и многократном нагревании и охлаждении.

Однако для разработки теплоаккумуляционного оборудования информации только о теплофизических свойствах ТАМ явно недостаточно. Среди эксплуатационных характеристик ТАМ термостойкость является одной из необходимых при конструировании аккумуляторов, от нее зависит максимально допустимая температура поверхности нагревателей. Термостойкость определяется максимальной температурой, при которой материал в течение длительного времени не претерпевает деструктивных изменений.

Исследование было выполнено на дериватографе Q–1000 в динамическом режиме в воздушной среде в открытом коническом платиновом тигле при скорости нагревания 3,8 К/мин.

Результаты исследований показали, что в процессе фазового перехода масса образцов не изменяется. После достижения температуры начала термической деструкции наблюдается постепенное уменьшение их массы (табл. 2). Одновременно был зарегистрирован рост дифференциальной температуры, являющийся следствием повышения температуры в результате деструктивных экзотермических процессов в материале.

Таблиця 2 – Результаты исследования термической устойчивости ТАМ

Смесь, №	Масса образца, мг	Интервал регистрации термической деструкции, °С	Потеря массы вследствие термической деструкции материала	
			мг	%
1	150,50	167 – 241	1,50	0,99
2	158,10	163 – 237	1,35	0,85
3	144,05	159 – 250	1,55	1,07
4	136,75	170 – 260	2,00	1,44
5	144,45	150 – 250	2,50	1,73

Как видно из данных, представленных в табл. 2, каждый теплоаккумулирующий материал имеет свою температуру начала термической деструкции, зависящую от его состава, и находится в пределах 150...170 °С. Повышение содержания буроугольного воска в смесях № 1 – 3 приводит к уменьшению термической стойкости ТАМ. Добавление в состав смеси 5 % полиэтиленового воска (смесь № 4), за счет уменьшения содержания парафина, повышает термическую стойкость (табл. 2). Однако увеличение

содержания полиэтиленового воска до 10% (смесь № 5) уменьшает термостойкость ниже уровня, установленного для смеси № 3.

Анализ результатов исследования ТАМ с фазовым переходом показывает, что значения их теплот плавления находятся в интервале 150 – 190 кДж/кг. Это позволит уменьшить объем теплового аккумулятора в несколько раз по сравнению с традиционными водяными системами аккумулирования. Определено, что наиболее пригодными для аккумулирования тепловой энергии являются композиции состава № 1 и 2, которые имеют наибольшую удельную теплоту плавления и кристаллизации.

В отличие от чистых ТАМ модельные смеси имеют несколько пиков плавления, что позволит с помощью варьирования составом смесей достигать максимального тепловыделения в нужном интервале температур.

Обнаружено, что многократное циклическое нагревание и охлаждение смесей, содержащих парафин и буроугольный воск не приводит к ухудшению теплофизических свойств и не вызывает их расслоение.

Исследованные смеси на основе парафина, буроугольного и полиэтиленового воска, имеют достаточно высокую термическую стойкость, полностью удовлетворяют условиям использования в качестве рабочих тел тепловых аккумуляторов для жилых помещений, поскольку фазовые переходы в них происходят в интервале 30...103 °С.

Литература

1. Постанова Кабінету міністрів України від 15.08.2005 № 745 «Про перехід до єдиних тарифів на електричну енергію, що відпускається споживачам». – Офіційний вісник України, 2005. – № 33 – с. 127.
2. Постанова НКРЕ України від 25.04.2013 №481 «Щодо встановлення роздрібних тарифів на електроенергію з урахуванням граничних рівнів при поступовому переході до формування єдиних роздрібних тарифів для споживачів на території України»
3. Бекман Г. Тепловое аккумулирование энергии / Г. Бекман, П. Гилли ; пер. с англ. В.Я.Сидоров, Е.В.Сидоров ; под ред. В.М. Бродянского. – М. : Мир, 1987. – 272 с.
4. Теплофизические свойства теплоаккумулирующих материалов. Кристаллогидраты: Обзоры по теплофизическим свойствам веществ / А. Г. Мозговой [и др.] // ТФЦ. – М.:ИВТАН. – 1990. –№ 2 (82) – 105 с.
5. Теплофизические свойства теплоаккумулирующих материалов на основе органических соединений / В.А. Михайлик, Ю.Ф. Снежкин, Т.В. Коринчевская, А.С. Парняков, В.А.Постников // Промышленная теплотехника – 2011. – Т. 33, №5. – С. 96–103.
6. Снежкін Ю.Ф. Дослідження фазових переходів компонентів теплоаккумуляуючих матеріалів на основі органічних сполук / Ю.Ф. Снежкін, В.А. Михайлик, Т.В. Коринчевська // Наукові праці ОНАХТ. – 2012. – Вип.41, Т.1. – С.9–12.

УДК 662.997

ДВУХКОНТУРНАЯ СОЛНЕЧНАЯ УСТАНОВКА ДЛЯ ОТОПЛЕНИЯ ЗДАНИЙ

Селихов Ю.А. канд. техн. наук, доцент,

Коцаренко В.А. канд. техн. наук, доцент,

Музыка А.С. аспирант

Национальный технический университет «ХПИ», г. Харьков

Исследованы различные типы солнечных установок и материалы, применяемые в них. Выбраны: вариант солнечной установки в качестве прототипа для оптимизации, интеграции и автоматизации; материалы, применяемые в новейших разработках солнечных установок и оборудование. Разработана новая технологическая схема в качестве проекта солнечной установки. По проекту построена установка в АР Крым. Были выполнены: теплотехнический расчет установки и расчет эксергетической эффективности применения новых материалов и оборудования. Это позволило увеличить: температуру теплоносителя до 85-90 °С; КПД солнечной установки до 92 % по сравнению с прототипом - 67 %, при этом срок окупаемости установки соизмерим со сроком монтажа всей установки - около четырех месяцев. Были выбраны технические средства автоматизации и разработана схема автоматизации солнечной установки с компьютерным управлением ее работы.

The different classes of sun options and goods, applied in them are investigational. Chosen: variant of sun installation as a prototype for optimization, integration and automation; goods, applied in the newest developments of sun options and installation. A new flowsheet is designed as a device of sun installation. On a device installation is built in Crimea. Were executed: heating engineering calculation of installation and calculation of efficiency of application of new goods and installation. It allows to increase: temperature of fluids to 85-90 °C; Output-input ratio sun installation to 92 % as compared to a prototype - 67 %, thus equal the date of recouplement of installation with the date of assembly of all of installation - about four months. Engineerings facilities of automation were chosen and the chart of automation of sun installation is designed with the computer bureau of its work.

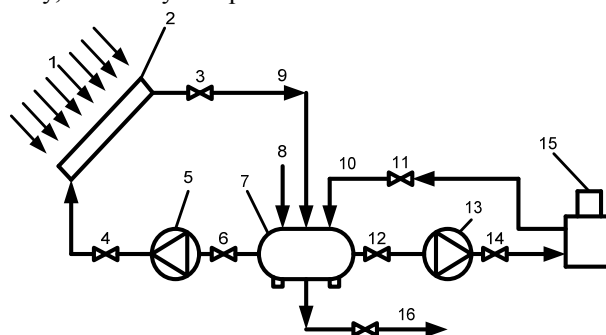
Ключевые слова: прототип, оптимизация, интеграция, автоматизация, солнечная установка, компьютерное управление.

Постановка проблемы. Энергетический кризис, уменьшение запасов органического топлива и его удорожание диктует необходимость использования возобновляемых источников энергии. Солнечное излучение является основным источником возобновляемых ресурсов энергии на Земле. Вместе с тем солнечная энергия может восприниматься на земле в среднем не более 9 часов в сутки и с переменной эффективностью, что значительно затрудняет ее использование. Поэтому считается, что солнечной энергией может покрываться не более 3-5% всей потребляемой энергии на Земле. Однако и такое использование солнечного излучения позволяет сэкономить многие сотни миллионов тонн органического топлива [1].

Анализ последних исследований и публикаций. Солнечные установки, предлагаемые в Украине, иностранных и отечественных производителей дороги как при покупке, так и при эксплуатации. На наш взгляд, актуальной является концепция создания новых конструкций солнечных установок, наиболее привлекательных для потенциального потребителя. Реализация данной концепции возможна при таком варианте исполнения солнечных установок, когда затраты на выработку тепловой энергии с помощью этих установок будут ниже уровня суммарных затрат на получение тепловой энергии традиционными способами (в частности, в котельных установках). Одновременно с этим срок окупаемости солнечных установок должен быть соизмерим с гарантийным сроком их эксплуатации. Для выполнения поставленных условий представляется целесообразной разработка таких конструкций солнечных установок, которые позволяли бы минимизировать затраты на их изготовление, монтаж, обслуживание и ремонт. Это может достигаться за счет использования дешевых отечественных материалов, выпуск которых гарантирован в достаточных объемах на протяжении длительного срока. Выше указанные задачи являются актуальными.

Цель статьи. В данной работе предлагается двухконтурная солнечная установка для горячего водоснабжения в летнее и осенне-весеннее периоды, а также для отопления зданий в холодное время года с круглосуточным компьютерным управлением. Для решения поставленных задач нами выполнен анализ технических возможностей различных типов уже работающих солнечных установок, изучены материалы, применяемые в этих установках. Выбран вариант солнечной установки в качестве прототипа для оптимизации, интеграции и автоматизации.

Прототипом [2] для дальнейшей оптимизации, интеграции и автоматизации работы выбираем двухконтурную солнечную установку, показанную на рис. 1.



- 1 – солнечное излучение; 2 – солнечный коллектор; 3, 4, 6, 11, 12, 14, 16 – регулировочные вентили;
 5, 13 – циркуляционный насос; 7 – накопительный бак; 8 – подача холодного теплоносителя;
 9, 10 – подача горячего теплоносителя; 15 – тепловой дублер;
 16 – подача горячего теплоносителя к потребителю

Рис.1 – Принципиальная схема солнечной установки для отопления зданий

Принцип работы солнечной установки следующий.

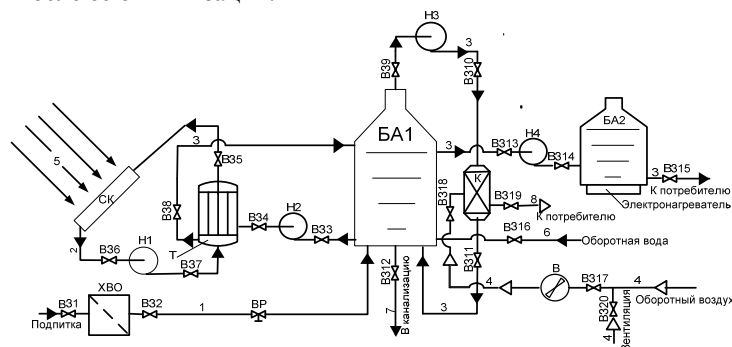
Подача холодного теплоносителя осуществляется по сетевому трубопроводу 8 в накопительный бак 7. Первый вариант работы установки: холодный теплоноситель из накопительного бака 7 через регулировочные вентили 6 и 4 циркуляционным насосом 5 подается снизу под давлением в 32 плоских металлических коллектора 2, в котором размер одного коллектора 1200x800x20 мм, где нагревается солнечным излучением до необходимой температуры. По мере подъема теплоносителя снизу вверх по коллектору, он нагревается до максимальной температуры 63 °С в июле месяце при наивысшей солнечной инсоляции. Далее через регулировочный вентиль 3 по линии горячего теплоносителя 9 подается в накопительный бак 7. Теплоноситель нагревается до температуры 50–63 °С весь световой день. Нагретый теплоноситель по трубопроводу 16 подается потребителю.

Второй вариант работы установки: в случае недостаточной инсоляции теплоноситель из накопительного бака 7 циркуляционным насосом 13 через регулировочные вентили 12 и 14 подается в тепловой дублер 15, где нагревается до необходимой температуры и через вентиль 11 обратно поступает в накопительный бак 7. По трубопроводу 16 нагретый теплоноситель поступает в систему отопления зданий. Были определены очевидные недостатки приведенной технологической схемы.

Для увеличения эффективности работы и удешевления установки необходимо: произвести оптимизацию конструкции двухконтурной солнечной установки, применив новое оборудование, материалы и систему автоматизации всех узлов установки; повысить коэффициент полезного действия (КПД) солнечной установки за счет применения новых материалов, теплоносителей и другого вспомогательного оборудования; усовершенствовать работу установки с помощью ЭВМ; уменьшить стоимость установки за счет снижения материалоемкости установки, применения новых материалов и оборудования; сделать подачу теплоносителя круглосуточной.

Для решения этих задач мы провели литературный обзор и выбрали плоскокапиллярный тонкопленочный солнечный коллектор [3] безнапорного типа специальной конструкции из полимерной пленки, в котором теплоноситель движется сверху вниз под действием силы тяжести по наклонной поверхности в виде пленки жидкости.

Мы также пришли к выводу, чтобы эффективность работы коллектора не снижалась, необходимо провести замену старого оборудования новым [4]. На рис.2 представлена технологическая схема солнечной установки после ее оптимизации.



СК – солнечный коллектор; ба1, ба2 – баки-аккумуляторы; н1, н2, н3, н4 – циркуляционные насосы; вр – вентиль регулировочный; в31÷в334 – вентили запорные; к – калорифер; в – вентилятор; Т – теплообменник; хво – аппарат химводоочистки; 1, 3, 6, 7 – холодный теплоноситель; 2 – антифриз; 4, 8 – воздух; 5 – солнечное излучение

Рис. 2 – Принципиальная технологическая схема двухконтурной солнечной установки для отопления помещений

По разработанной схеме двухконтурная солнечная установка была изготовлена и смонтирована на крыше одного из пансионатов АР Крым.

Сделаем описание вариантов работы новой схемы, которая представлена на рис.2. Солнечная установка может работать как сезонно, так и круглогодично. Сезонная работа. По первому варианту антифриз из первого контура теплообменника Т через вентили запорные V37, V36 и V35 циркуляционным насосом N1 подается в солнечный коллектор СК, где он нагревается до необходимой температуры и обратно поступает в первый контур теплообменника Т. Во втором варианте нагретый антифриз отдает свое тепло во втором контуре теплообменника Т теплоносителю (воде), подающемуся циркуляционным насосом N2 через вентили запорные V33, V34 и V38 из бака-аккумулятора БА1 в

теплообменник Т и далее поступает обратно в теплообменник Т. В третьем варианте холодный теплоноситель из сетевого трубопровода через вентиль запорный В31 подается в аппарат химводоочистки ХВО, где теплоноситель очищается от солей и далее через вентиль запорный В32 и вентиль регулировочный ВР поступает и наполняет бак-аккумулятор БА1. В выбранном нами баке-аккумуляторе происходит накопление и прямое аккумулирование тепла, поскольку аккумулирующей и теплообменной является одна и та же среда [5]. В случае аварийной ситуации есть возможность выпустить теплоноситель в канализацию через вентиль запорный В312.

Для круглогодичной работы. В четвертом варианте теплоноситель (горячая вода) из бака-аккумулятора БА1 через вентили запорные В39 и В310 циркуляционным насосом Н3 подается в калорифер К и далее через вентиль запорный В311 обратно в бак-аккумулятор БА1. В пятом варианте холодный воздух из приточной вентиляции через вентили запорные В320 и В317 вентилятором В через вентиль запорный В318 подается в калорифер К, где нагревается горячей водой и через вентиль запорный В319 подается для нагрева помещения.

Когда необходимо нагреть теплоноситель до более высокой температуры в работу включается шестой вариант. Теплоноситель через вентили запорные В313 и В314 циркуляционным насосом Н4 направляется в бак-аккумулятор БА2, где нагревается электронагревателями [6] до необходимой температуры и далее через вентиль запорный В315 подается к потребителю (на отопление помещений, на кухню). Обратная вода через вентиль запорный В316 возвращается обратно в бак-аккумулятор БА1.

Составив энергетический баланс (1) и выполнив теплотехнические расчеты [2], были получены температуры нагрева теплоносителя, удельные тепловые потоки и КПД как прототипа, так и новой солнечной установки. Эти расчеты были сравнены с экспериментальными данными, полученными на установке в Крыму.

$$A_C \cdot \left\{ \left[H \cdot R \cdot (\tau a) \right]_b + \left[H \cdot R \cdot (\tau a) \right]_d \right\} = Q_U + Q_L + Q_S, \quad (1)$$

где A_C - площадь поверхности; H - плотность потока солнечного излучения (прямого или рассеянного), падающего на единицу площади поверхности с произвольной ориентацией; R - коэффициент перехода от плотности потока прямого или рассеянного излучения к плотности потока в плоскости ориентации коллектора; (τa) - приведенная поглощательная способность системы покрытий относительно прямого и рассеянного излучения; величина (τa) для прямого излучения определяется по действительному углу падения, а для рассеянного может быть принята равной соответствующей величине для прямого излучения при угле падения 60° ; Q_U - тепловой поток, переданный рабочей жидкости в солнечном коллекторе (полезное тепло); Q_L - тепловые потери коллектора в окружающую среду путем излучения и конвекции, а также путем теплопроводности по опорам поглощающей пластины и т.д.; Q_S - поток тепла, аккумулируемого коллектором.

Далее нами был произведен расчет КПД прототипа и новой солнечной установки при различных удельных тепловых потоках по результатам эксперимента. Эти результаты получены по зависимости (2) [2] и представлены в табл. 1.

$$\eta_F = \frac{\int \frac{Q_U}{A_C} \cdot d\tau}{\int H \cdot R \cdot d\tau} \quad (2)$$

Таблица 1.

q , Вт·ч/м ²	Прототип η	Новая солн. установка η
125	0,5	0,8
250	0,69	0,89
500	0,67	0,92
750	0,65	0,85

Для проверки эффективности работы новой солнечной установки из многообразия методов мы выбрали эксергетический метод расчета [7]. Применив методику оценки эффективности возобновляемых источников энергии (ВИЭ) по эксергии-нетто, определили срок окупаемости новой солнечной установки.

Он составил четыре месяца. Был произведен экономический расчет срока окупаемости новой солнечной установки и сравнен с результатом эксергетического расчета. Погрешность расчетов составила 5 %.

Нами была выполнена автоматизация работы новой солнечной установки с круглосуточным компьютерным управлением.

Автоматизация процесса работы новой двухконтурной солнечной установки позволила выполнять автоматическую регулировку, а также защиту процессов от аварийных режимов, сигнализацию отклонений от номинальных режимов и охрану окружающей среды [8]. Это продлило срок работы оборудования и уменьшило затраты энергоносителей. Функциональная схема автоматизации новой солнечной установки в настоящей статье нами не приведена, поскольку имеет большие размеры.

Схема предусматривает следующие контуры автоматического регулирования и контроля: 1) контроль температуры теплоносителя в баке 1; 2) контроль температуры теплоносителя в солнечном коллекторе; 3) контроль уровня жидкости в баке 2; 4) контроль температуры на выходе из бака 2; 5) контроль затраты теплоносителя на выходе из бака 2; 6) контроль затраты теплоносителя на входе в бак 1; 7) контроль затраты теплоносителя перед сбросом в канализацию; 8) автоматическая регулировка уровня жидкости в баке 1; 9) автоматическая регулировка температуры в баке 2; 10) управление электродвигателями. Для всех контуров были выбраны технические средства автоматизации и выполнены расчеты контуров регулирования и контроля.

В предложенной солнечной установке применяется система, состоящая из набора автономных устройств, выполняющих в разных соединениях типичные функции, необходимые для построения систем контроля и автоматизации в отраслях промышленности. Система представляет собой комплекс регулирующих и функциональных блоков на микропроцессорном контролере серии КОНТРАСТ «КР-500».

В качестве примера приводим описание контура регулирования уровня жидкости в баке Б1. Регулирование уровня жидкости в баке Б1 осуществляется с помощью ультразвукового датчика уровня серии «ЭХО-3», который состоит из акустического преобразователя АП-4, установленного в верхней части бака и преобразователя измерительного ППИ-3, который превращает сигнал в унифицированный. Этот сигнал поступает на аналоговый вход блока контролера КР-500. Дальше управляющий сигнал из импульсного выхода контролера поступает на пускатель ПБР-3, который руководит работой исполнительного механизма. Также через блок шлюза контролера осуществляется связь с автоматизированным рабочим местом (АРМ), на экране дисплея которого изображен объект, где в месте установки датчика показаны измеряемое и предельное значения параметра.

Выводы

Выполнен анализ технических возможностей различных типов солнечных установок, изучены материалы, применяемые в установках. Выбран вариант солнечной установки в качестве прототипа для оптимизации, интеграции и автоматизации. На основе литературного обзора материалов, применяемых в новейших разработках солнечных установок, выбраны новые материалы и оборудование. Составлена новая технологическая схема в качестве проекта солнечной установки. Показана эффективность применения новых материалов. Был выполнен расчет экономической и эксергетической эффективности применения новых материалов и оборудования. Установлено, что применение новых материалов и оборудования позволяет увеличить: температуру теплоносителя до 85-90 °С; КПД солнечной установки до 92 % по сравнению с прототипом - 67 %, при этом срок окупаемости установки соизмерим со сроком монтажа всей установки - около четырех месяцев. Были выбраны технические средства автоматизации и разработана схема автоматизации работы солнечной установки с АРМ.

Литература

1. Мешалкин В.П., Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А. Основы теории ресурсосберегающих химико-технологических систем. Учебное пособие.–Харьков: НТУ «ХПИ», 2006. – 412 с.
2. Даффи Дж., Бекман У.А. Тепловые процессы с использованием солнечной энергии.–М: Мир, 1977.– 420 с.
3. Селихов Ю.А., Селихова Л.Ю., Бухкало С.И. Полімерна композиція, Патент України, № 72078 А, Бюл. № 10, 2004.
4. Селихов Ю.А., Селихова Л.Ю., Селихова Н.В., Бухкало С.И. Двоконтурна геліоводонагрівна установка, Патент України, № 64198 А, Бюл. № 2, 2004.
5. Бекман У., Гилли П. Тепловое аккумуляирование энергии. М., Мир. 1987.
6. Мацевитый Ю.М., Ведь В.Е., Иванов В.А., Лушпенко С.Ф. Разработка безобжиговых теплоизолирующих материалов для высокотемпературных покрытий металлов: Доповіді Національної академії наук України: Сб. научн. тр.-№10.-Харьков:-1998.-С. 112-117.

7. Эксергетические расчеты технических систем: Справ. пособие/ Бродянский В.М. и др.: Под ред. Долинского А.А., Бродянского В.М. АН УССР. Ин-т технической теплофизики.- Киев: Наук. Думка, 1991.-360 с.
8. Бабіченко А.К., Тошинський В.І., Михайлов В.С., Подустов М.О., Пугановський О.В. Промислові засоби автоматизації. Ч.1. Вимірвальні пристрої / За заг. ред. А.К. Бабіченка: Навчальний посібник. – Харків: НТУ «ХП», 2001 р. – 470 с.

УДК 663.938 – 027.322:620.91

ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ОБЕЗВОЖИВАНИЯ КОФЕЙНОГО ШЛАМА ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА ПЕЛЛЕТ

Перетяка С.Н. канд. техн. наук, доцент
Одесская национальная академия пищевых технологий

В статье рассмотрены процессы обезвоживания (отстаивание, центрифугирование, сушка) кофейного шлама для производства пеллет. Представлены результаты исследований по снижению влажности с помощью гравитационных, центробежных сил и тепловой энергии. Изучена кинетика сушки кофейного шлама.

The article examines the processes of dehydration (settling, centrifugation, drying) coffee sludge for the production of pellets. The results of the trials to reduce moisture by gravity, centrifugal force and heat. The kinetics of drying the coffee sludge.

Ключевые слова: биотопливо, кофейный шлам, отстаивание, центрифугирование, сушка.

Сегодня в мире продолжают развиваться явления, нарушающие цивилизованное течение жизни: исчерпываются традиционные источники энергии, растёт стоимость их добычи, интенсивно загрязняется окружающая среда, разрушается биосфера, образовывается чрезмерное количество органических отходов промышленного, сельскохозяйственного и бытового происхождения. Ликвидация всех этих проблем должна осуществляться ускоренными темпами, иначе человечество неминуемо ожидает судьба вымерших динозавров. Биоэнергетика – это выбор, имеющий глобальную перспективу для дальнейшего устойчивого развития цивилизации.

Биоэнергетика неразрывно связана с использованием возобновляемых источников энергии (ВИЭ). Все живое население биосферы, кроме человека, на протяжении своего эволюционного развития приспособились к существованию за счет возобновляемых энергетических ресурсов. Эта стратегия использования энергии в условия Земли является единственно возможным направлением устойчивого развития и стабильного существования.

В предыдущих исследованиях было обосновано, что для условий Украины наиболее перспективным направлением производства биотоплива являются древесные пеллеты. А также агропеллеты, изготовленные из лузги риса, стеблей кукурузы, соломы пшеницы, биомассы подсолнечника, бытовых отходов, торфа, лузги гречки, лузги подсолнечника, лигнина гидролизного. Помимо перечисленного, можно добавить отходы пищевых производств, в частности кофейный шлам [1-3]. Пеллеты и агропеллеты обладают следующими неоспоримыми достоинствами:

- незначительные капитальные затраты;
- быстрая прибыль за счет сбережения традиционных энергоносителей;
- возможность использования пепла в виде удобрений;
- уменьшаются расходы на транспортировку и утилизацию отходов;
- не оказывается вредное воздействие на окружающую среду.

Разработанная в 1947 году и успешно дожившая до наших дней технология изготовления улучшенных видов топлива – брикетов и пеллет из растительного сырья, основана на его предварительной сушке, измельчении и последующем гранулировании. При этом затраты энергии на процесс сушки будут определять себестоимость пеллет. Сырые опилки, обычно, обладают влажностью 40-50%. Если они при этом намокли при хранении, то их влажность может быть и 70%. Легко рассчитать количество влаги, которое необходимо испарить, чтобы получить 1 тонну сухих (10%) опилок при различной начальной влажности сырья (табл. 1).

Таблица 1 – Количество испаряемой влаги в зависимости от влажности сырья

Влажность сырья, %	30	40	50	60	70
Количество исходного влажного сырья, кг	1286	1500	1800	2250	3000
Количество испаренной влаги, кг	286	500	800	1250	2000

Из таблицы видно, что в первом случае, когда влажность материала 40%, при сушке необходимо будет испарить всего лишь 500 кг воды, а при влажности 60% - уже 1250 кг. Приведенный пример показывает, что начальная влажность сырья очень сильно будет влиять на энергоемкость процесса.

Поэтому европейские производители пеллет предпочитают сухое сырьё, которое, кстати, и стоит дороже. Так для производства пеллет в Австрии и Швеции структура себестоимости может быть представлена следующей диаграммой (рис. 1) [4].

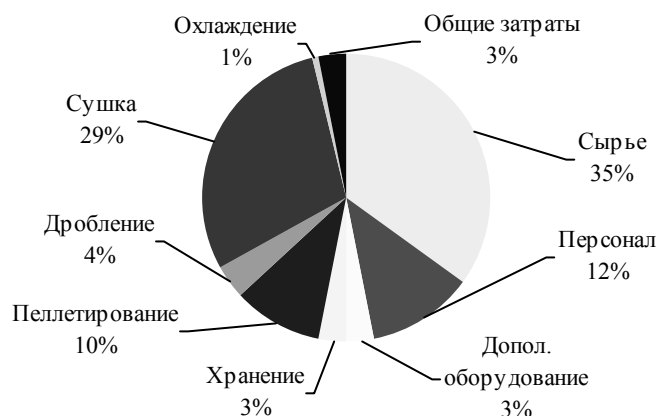


Рис. 1 – Структура себестоимости производства древесных пеллет в Европе

Предполагается, что изготовление пеллет из кофейного шлама, будет осуществляться на отечественных комбинатах по производству растворимого кофе, поэтому сырье будет бесплатным. Тогда доля сушки в структуре себестоимости пеллет будет выглядеть еще более дерзко (рис. 2).

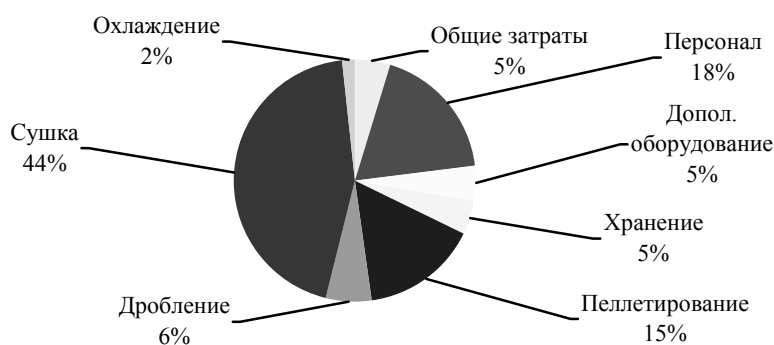


Рис. 2 – Предполагаемая структура себестоимости производства пеллет из шлама

Таким образом, практически половина затрат связано с процессом сушки, что и определило цель исследований.

Целью данных исследований является поиск эффективных способов обезвоживания кофейного шлама, как сырья для изготовления пеллет и изучения его кинетики сушки. Из всех способов уменьшения влажности материала сушка самый энергетически затратный, поэтому если удастся частично обезвожить шлам, не прибегая только к сушке, то это, несомненно, позволит снизить себестоимость пеллет. По расчетам [5] на 1 тонну порошка растворимого кофе приходится 8 т влажного шлама.

Для удаления свободной влаги предполагается использовать механические способы, а именно отстаивание и центрифугирование и когда сырье будет частично обезвожено применить процесс конвективной сушки.

Наиболее привлекательным, конечно, выглядит отстаивание, т.е. стекание влаги под действием сил гравитации, как наиболее простой и наименее энергетически затратный. Были проведены эксперименты, для определения количество удаляемой влаги. Экспериментальный стенд (рис. 3) представляет собой герметический сосуд 3 с ситом 2, на котором находится влажный шлам 1. Герметичность сосуда необходима для предотвращения испарения влаги.

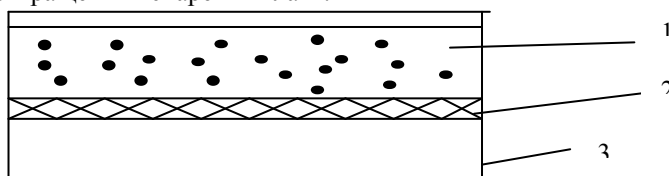


Рис. 3 – Экспериментальный стенд для отстаивания

В результате получены следующие результаты: влажность шлама снизилась на 0,5 %, что совершенно неприемлемо, при начальной влажности шлама 80,5 %. Начальную влажность определяли по стандартной методике, и она совпадает с данными приведенными в [6], что позволяет сделать вывод о том, что влажность шлама постоянна и не зависит от сорта кофе.

Далее из шлама удаляли влагу в фильтрующей центрифуге, результаты представлены в таблице 2.

Таблица 2 – Результаты центробежного фильтрования

№ опыта	Масса влажного шлама, G_n , г	Масса шлама после центрифугирования, G_k , г	Количество удаленной влаги, W , г	Начальная влажность шлама, ω_n , %	Конечная влажность шлама, ω_k , %	Снижение влажности, $\Delta\omega$, %
1	68,95	44,19	24,76	80,5	69,57	10,93
2	69,02	42,92	26,10	80,5	68,64	11,86
3	69,11	43,82	25,29	80,5	69,25	11,25
4	68,75	43,55	25,20	80,5	69,2	11,30
ω_{cp}	-	-	-	80,5	69,17	11,34

Удельные затраты энергии на обезвоживание шлама с помощью центробежного фильтрования составили 466,21 кДж/кг, что значительно меньше затрат на конвективную сушку.

Для изучения кинетики сушки шлама использовался экспериментальный стенд, состоящий из конвективной сушилки, электронных весов и комплекта термодатчиков с цифровым вольтметром. При проведении опытов измерялась масса продукта и его температура, а также температура агента сушки. Полученные данные представлены в виде кривой сушки (рис. 4).

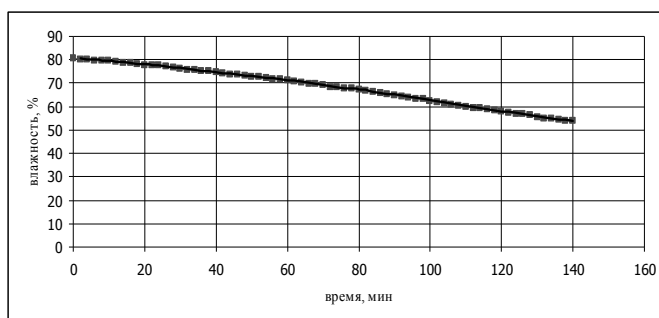


Рис. 4 – Кривая сушки шлама

По завершении исследований можно сделать следующие выводы:

Процесс отстаивание не эффективен.

Центробежное фильтрование позволяет снизить влажность на 11% при удельном расходе энергии 466 кДж/кг.

Конвективная сушка энергоемкий процесс, удельный расход энергии 20 МДж/кг, снижение влажности на 26,7 %.

Необходим поиск оптимального режима работы центрифуги (минимальная себестоимость процесса)

Для снижения энергоемкости, сушку необходимо проводить в тонком слое, при высоких температурах теплоносителя.

Література

1. Маляренко В.А., Яковлев А.И. Возобновляемые энергоресурсы – основа альтернативной энергетики// Ежеквартальный научно-технический журнал «Интегрированные технологии и энергосбережение» №2. – 2008. – С.29-32.
2. Перетяка С.Н. Перспективы биотоплива в Украине // Наукові праці ОНАХТ – Одеса. 2010. – Вип. 37, С. 203 – 206.
3. Перетяка С.Н. Исследование энергетических характеристик кофейного шлама // Наукові праці ОНАХТ – Одеса. 2011. – Вип. 39, Т. 2, С. 345 – 347.
4. Практическое руководство по созданию пеллетного производства // ALLIGNO Maschine pexport GmbH / www.Alligno.ru
5. Бурдо О.Г. Процеси переробки шламу в технології виробництв розчинної кави / Бурдо О.Г., Терзієв С.Г., Шведов В.В., Ружицька Н.В.// Наукові праці ОНАХТ – Одеса: 2010. – Вип. 37, С. 252 – 255.
6. Терзієв С.Г. Дослідження процесу сушіння шламу кави під дією інфрачервоного випромінювання / Терзієв С.Г., Ружицька Н.В., Саламаха В.І., Малашевич С.А. // Праці Таврійського державного агротехнологічного університету – Мелітополь: ТДАТУ. – 2011. – Вип. 11, С. 153 – 158.

УДК 640.432:644.1:536

МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ТЕПЛОПЕРЕДАЧІ ТЕРМІЧНОГО УСТАТКУВАННЯ ЗАКЛАДІВ РЕСТОРАННОГО ГОСПОДАРСТВА З РЕГУЛЮВАННЯМ РОБОТИ РОЗГАЛУЖЕНОЇ СИСТЕМИ ВЕНТИЛЯЦІЇ

І.М. Ощипок, д-р техн. наук, проф.
Львівська комерційна академія, м. Львів

У статті розглянули вплив негативних факторів виробництва на організм людини гарячих цехів ресторанного господарства і послаблення їх дії за допомогою розгалуженої системи вентиляції з мінімізацією теплових втрат і підвищення енергоефективності

The article examined the impact of negative factors on the human body hot shops restaurants, weakening their actions through an extensive system of ventilation with minimizing heat loss and energy efficiency

Ключові слова: енергоефективність, ресторан, устаткування, вентиляція, цех, гарячий.

Постановка проблеми в загальному вигляді. Самопочуття, стан здоров'я працівників на підприємстві ресторанного господарства залежить від мікроклімату виробничих приміщень, який визначається дією на організм людини температури, вологості, руху повітря і теплового випромінювання. Виробничий мікроклімат, як правило, є суттєво мінливим, нерівномірним у горизонтальній та вертикальній площинах, різноманітний за градієнтом, вологістю, швидкістю руху. Залежить від особливостей технології виробництва, кліматичних особливостей місцевості, конструкцій споруд, організації повітрообміну із зовнішнім середовищем. Джерелами теплоти повітря на виробництві є: технологічне устаткування з високими температурами нагрівання і кухонне устаткування (каструлі, пательні, котли тощо). Теплота від усіх цих джерел викликає значне підвищення температури повітря у робочих приміщеннях. Результати досліджень [1-4] свідчать про те, що у виробничих умовах усі ці фактори впливають на людину одночасно. Тому, важливо виявити їх сумарний вплив на працівників. Одним із способів оцінки сумарного впливу теплових факторів є спосіб обліку ефективних і еквівалентно-ефективних температур. Показник ефективної температури включає вплив температури і вологості повітря на людину на робочому місці.

Аналіз останніх досліджень і публікацій, в яких започатковано розв'язання даної проблеми. Оптимальні умови праці, ефективне енергозбереження в цехах ресторанного господарства забезпечують вентиляційні системи. Вони працюють за різними режимами роботи [1,4]. При цьому виникає потреба в описі роботи розгалуженої системи вентиляції (РСВ), дослідженні процесу передачі тепла при змінних витратах повітря. Дослідити теплопередачу можна на основі побудови математичної моделі яка б описала ефективні способи регулювання і відповідні конструктивні схеми РСВ їх основні вузли.

Формування цілей статті. На основі математичного моделювання і експериментального дослідження процесу теплопередачі теплового устаткування цехів закладів ресторанного господарства

забезпечити регулювання витрат повітря розгалуженою системою вентиляції з мінімальними тепловими втратами для створення відповідного мікроклімату у виробничих приміщеннях.

Виклад основного матеріалу дослідження з повним обґрунтуванням отриманих наукових результатів. Передача тепла конвекцією від нагрітих поверхонь теплового устаткування оточуючому повітрю опишемо диференціальним рівнянням

$$\frac{dT_t}{dt} = -K(T_t - T_1) \quad (1)$$

де T_t – температура тепловіддаючих поверхонь, К;

t – час теплопередачі, с;

T_1 – температура нагрітого повітря, К;

K – коефіцієнт теплопередачі, який визначається експериментально, Вт м² К.

Розділимо змінні і проінтегруємо рівняння (1) в межах зміни температур теплоносія і часу.

Рівняння (1) справедливе для процесу теплопередачі віднесеного до одиниці площі поверхні теплонагрівача.

$$\int_0^{T_2} \frac{dT_t}{T_t - T_1} = -K \int_0^t dt$$

$$\ln \frac{T_2 - T_1}{T_1 - T_1} = -Kt \quad (2)$$

$$t = -\frac{1}{K} \ln \frac{T_2 - T_1}{T_1 - T_1} \quad (3)$$

де T_1, T_2, T_3, T_4 – відповідно температура холодного повітря, гарячого повітря, гарячого тепловіддавача до нагрівання і після нагрівання, К.

Коефіцієнт теплопередачі на основі досліджень тепловіддавача опишемо рівнянням

$$K = a (V\rho)^\alpha \omega^\beta, \quad (4)$$

де a, α, β – дослідні коефіцієнти;

$V\rho$ – масова швидкість повітря, м/с.

$$V\rho = \frac{Q_m}{3600 \cdot S}$$

де Q_m – потужність тепло нагрівача, Вт;

S – площа нагрівальних поверхонь, м².

Тоді

$$K = \frac{a \omega^\beta}{(3600S)^\alpha} \quad (5)$$

Підставляючи у рівняння (3) значення K і, зробивши перетворення отримаємо

$$t = \frac{(3600S)^\alpha \ln \frac{T_2 - T_1}{T_1 - T_1}}{a \omega^\beta Q_m} \quad (6)$$

З залежності (6) можна визначити мінімально допустимий час для передачі тепла, а значить і мінімально допустимий час контакту повітря, яке нагрівається відтепловіддаючих поверхонь. На рис. 1 наведені результати розрахунку за рівнянням (6) і дослідні дані, які показують фактичний час контакту повітря з нагрівачами.

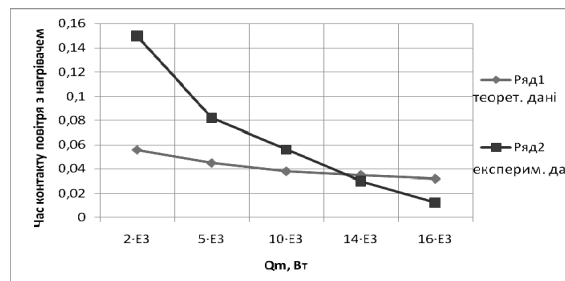


Рис. 1 – Теоретичні і експериментальні дані часу контакту повітря з термічним устаткуванням

Графік наглядно ілюструє, що час фактичного контакту повітря з нагрівачем зростає значно швидше, ніж час контакту, необхідний для передачі повітрю теплоти. Внаслідок цього зміна часу контакту при зміні витрати повітря не вимагає регулювання процесу теплопередачі.

У відповідності з рівнянням (5) коефіцієнт теплопередачі змінюється залежно від зміни витрати повітря рис. 2. З зміною коефіцієнта K змінюється кількість теплоти, яка передається повітрю.

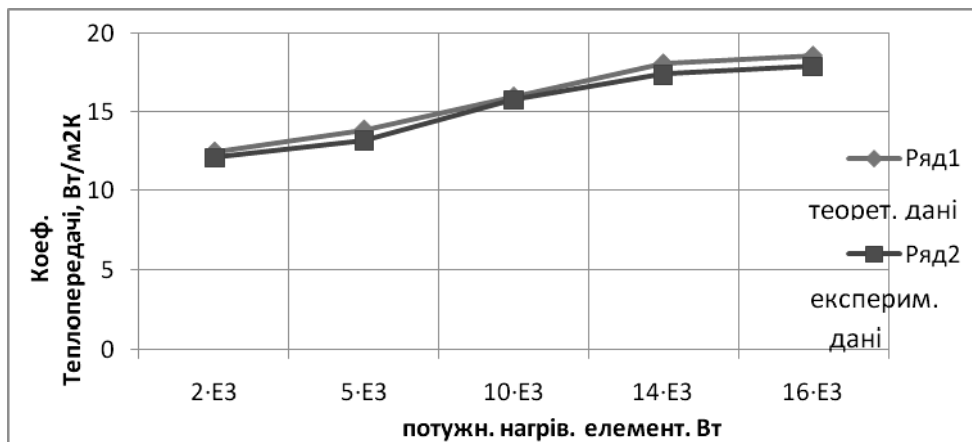


Рис. 2 – Залежність коефіцієнта теплопередачі від потужності нагрівальних елементів

Цей процес опишемо диференціальним рівнянням контакту повітря з нагрівачами:

$$dQ = K \frac{(T_4 - T_2) - (T_1 - T_2)}{\ln \frac{T_4 - T_1}{T_4 - T_2}} \quad (7)$$

де Q — кількість теплоти, Вт;

A — площа цеху, м².

Прийmemo, що площу цеху можна змінювати в межах від 0 до A або від A_{\min} до A_{\max} і відповідно кількість теплоти, яка передається повітрю буде змінюватися в межах від 0 до Q або від Q_{\min} до Q_{\max} . Проінтегрувавши у цих межах рівняння (7) і, замінивши K на його значення з рівняння (5) отримаємо

$$Q_{\max} = Q_{\min} + \frac{a\omega^2 (T_4 - T_2) - (T_1 - T_2)}{(2400 \cdot s)^2 \ln \frac{T_4 - T_2}{T_4 - T_1}} \cdot (A_{\max} - A_x) \quad (8)$$

$$Q_{\min} = Q_{\max} - \frac{a\omega^2 (T_4 - T_2) - (T_1 - T_2)}{(2400 \cdot s)^2 \ln \frac{T_4 - T_2}{T_4 - T_1}} \cdot (A_{\max} - A_x) \quad (9)$$

$$Q = \frac{a\omega^2 (T_4 - T_2) - (T_1 - T_2)}{(2400 \cdot s)^2 \ln \frac{T_4 - T_2}{T_4 - T_1}} \quad (10)$$

З залежності (10) видно, що у випадку нерегульованого режиму роботи теплонагрівачів площа нагрівання і живий переріз залишаються постійними і при зміні витрати повітря кількість переданої йому теплоти буде змінюватися залежно від зміни його витрати рис. 3. При його зменшенні знижуються коефіцієнт теплопередачі і різко знижується тепловіддача.

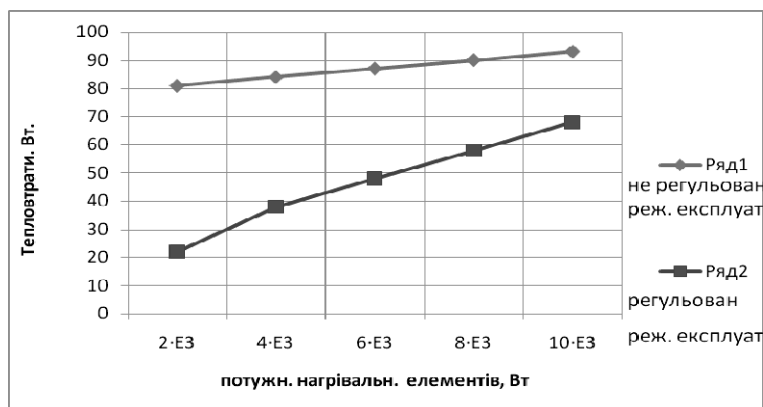


Рис. 3 – Залежність тепловитрат при регулюванні роботи теплонагрівальних елементів

Викладене вище справедливе, якщо градієнт температури теплоносія на вході і виході буде незмінним. Але процес теплопередачі при змінній витраті повітря впливає на градієнт температур теплоносія. При зниженні кількості подачі повітря системою вентиляції відповідного зниження кількості теплоти, яка віддається, температура теплоносія на поверхні теплонагрівача збільшується. Кількість теплоти, яку віддає теплонагрівач визначимо

$$Q = c_1 Q_m (T_4 - T_3) \quad (11)$$

де Q — кількість теплоти, яку віддає теплонагрівач, Вт/год;

c_1 — теплоємність теплонагрівача, Вт/м² К.

Розв'язавши, рівняння (11) відносно T_4 отримаємо

$$T_4 = T_3 + \frac{Q}{c_1 Q_m} \quad (12)$$

Кількість теплоти, яку віддає теплонагрівач при змінному режимі роботи, опишемо рівнянням

$$dQ = KAdT \quad (13)$$

Проінтегруємо рівняння (13) в межах від 0 до Q і від 0 до T , отримаємо

$$Q = KAT_T \quad (14)$$

де $T_T = \frac{(T_3 + T_4) - T_1}{2}$ — середньоарифметична різниця температур, К.

Замінюючи у рівнянні (14) T_T на його значення і відповідно замінюючи, T_4 і K з рівнянь (12) і (5) отримаємо кінцевий вираз для визначення теплоти

$$Q = \frac{1.16 \cdot 10^6 \cdot c_1 Q_m (T_3 - T_1)}{(1.16 \cdot 10^6)^2 c_1^2 Q_m^2 - 1.16 \cdot 10^6 c_1 Q_m}, \quad (15)$$

За залежністю (15) можна визначити кількість теплоти, яку повинен віддавати теплонагрівач з урахуванням зміни його градієнта температур для забезпечення температури в робочій зоні.

Висновки. Розглядаючи механізми впливу виробничих факторів зовнішнього середовища (температури, вологи, швидкості руху повітря, дії інфрачервоного випромінювання нагрітого устаткування) на організм працівників, який прагне підтримати відносну динамічну стабільність своїх функцій за дії різноманітних чинників. Ця стабільність забезпечує насамперед один з найважливіших фізіологічних механізмів — механізм терморегуляції. Вона спостерігається при певному співвідношенні теплоутворення (хімічної терморегуляції) і тепловіддачі (фізичної терморегуляції). Фізична робота в умовах підвищеної температури призводить до прискорення серцебиття, зниження артеріального тиску. За низької температури може статися переохолодження організму. Зниження негативного впливу мікроклімату можна досягти за рахунок вжиття таких заходів: впровадження раціональних технологічних процесів; механізації та автоматизації; раціональної теплової ізоляції устаткування; раціонального розміщення устаткування; ефективного планування і конструкторського рішення виробничих приміщень (гарячі цеха розміщуються в одноповерхових приміщеннях); раціональної вентиляції та опалювання. Розрахунок оптимальних параметрів мікроклімату у гарячих цехах ресторанного господарства їх енегрозощадження слід розраховувати за дослідженнями викладеними у статті.

Література

1. Корінська Т.В. Перспективні методи акумулювання теплової енергії / Наукові праці ОНАХТ. Вип. 37. — Одеса, 2011. С. 236-241
2. Ощипок І.М. Оптимальне розміщення джерела теплоти термічного обладнання м'ясних виробництв на основі градієнта температур / І.М. Ощипок, Р.Й. Кравців, В.І. Ярошевич// Наукові праці ОНАХТ. Вип. 35.Т. 2 — Одеса, 2009. С. 36-41
3. Патент 36444 Україна, МПК А 23 В 4/00. Градієнтний спосіб оптимального розміщення джерел теплоти з заданими геометричними і фізичними характеристиками теплового обладнання м'ясної промисловості /І.М Ощипок., Л.В.Занічківська, В.І.Ярошевич; заявник і патентовласник ЛНУВМ та БТ ім. С.З.Гжицького.—№ 200806672; заявл. 16.05.2008; опубл. 27.10.2008. Бюл. №20.—6 с.
4. Теплотехника, отопление, вентиляция и кондиционирование воздуха: Учебник для вузов/ В.М. Гусев, Н.И.Ковалев, В.П. Попов, В.А. Потрошков, под ред. В.М. Гусева. — Л.: Стройиздат, 1981. — 343 с.

УДК 664.8.047

ТЕПЛОНАСОСНЕ СУШІННЯ ТЕРМОЛАБІЛЬНИХ МАТЕРІАЛІВ

Снежкін Ю.Ф., д-р техн. наук, чл.-кор. НАНУ, професор, Дабіжа Н.О., Капустін Р.В.
Інститут технічної теплофізики Національної академії наук України, м. Київ

Досліджений процес конвективного сушіння термолабільних матеріалів до низького залишкового вологовмісту, запропонований енергозберігаючий режим зневоднення з перемінним ступенем осушення сушильного агента, що здійснюється за допомогою теплового насосу.

Convection drying of thermolabile materials to low residue moisture content is studied. The energy-saving mode with the agent humidity regulation by a heat pump is proposed.

Ключові слова: термолабільність, сушіння, кінетика зневоднення, ізотерми адсорбції, тепловий насос, питомі енерговитрати.

Постановка проблеми. До класу термолабільних відноситься велика кількість матеріалів, що піддаються сушінню. Особливістю термолабільних матеріалів є залежність якості готового продукту від температурного рівня процесу. При перевищенні максимально допустимої температури відбуваються необоротні зміни фізичної і хімічної структури матеріалу, що у свою чергу призводить до погіршення якісних показників. Одним з об'єктів сушіння, до якості якого висуваються підвищені вимоги, є така традиційна сільськогосподарська сировина як фрукти, які за своєю біологічною і хімічною природою чутливі до дії підвищених температур, тобто термолабільні.

Згідно із статистичними даними світове виробництво фруктів має стійку тенденцію до зростання [1]. Оскільки фрукти є швидкопсувними продуктами велика частина вирощеного урожаю підлягає переробці з метою одержання продуктів з тривалим терміном зберігання. При цьому до 20 % вирощених фруктів піддається сушінню. В результаті одержують продукти з проміжною вологістю 15-25 % (сухофрукти) і продукти з низькою вологістю 5-6 % (порошки, чіпси), частка останніх в загальному виробництві сушених фруктів неспинно росте. Причиною тому є подовжений термін зберігання продуктів з низькою вологістю та істотна економія транспортних витрат. Крім того, фруктові порошки є цінними харчовими продуктами, що містять біологічно активні речовини: вітаміни, органічні кислоти, вуглеводи, флавоноїди і мікроелементи. Нерозчинна частина порошоків являє собою клітковину плодової м'якоти, тобто харчові волокна. Порошки швидко відновлюються при додаванні рідини. Одержувані після відновлення продукти за органолептичними і фізико-хімічними показниками відповідають вихідній сировині. Такі порошки є основою для виробництва різноманітного асортименту продуктів дитячого і дієтичного харчування, швидкокорозчинних напоїв, десертів, кондитерських і хлібобулочних виробів.

Основним технологічним процесом при виробництві фруктових порошоків є сушіння, тому вибір методу сушіння визначає з одного боку якісні показники порошоків, з іншого – величину капітальних і поточних витрат.

Порівняльний аналіз сучасних технологій виробництва фруктових порошоків [2] показує перевагу технології одержання порошоків з цільної сировини з використанням конвективних сушильних установок тунельного, конвеєрного або стрічкового типу. Перевагами даної технології є низькі енерговитрати, раціональне використання всіх складових частин сільськогосподарської сировини, простота обслуговування технологічного устаткування та його висока продуктивність. Також за цією технологією сировина до сушіння не зазнає глибокої термообробки, що позитивно впливає на якість продукту. Недоліками даної технології, які особливо виявляються під час сушіння термолабільних матеріалів до залишкового вологовмісту, що нижчий за рівноважний з навколишнім середовищем, є залежність ефективності роботи сушарки від вологості атмосферного повітря, а також низька інтенсивність процесу вологовидалення при використанні невисоких температур. При цьому процес видалення вологи з матеріалу значно сповільнюється, що призводить до збільшення енерговитрат. Використання конвективних сушильних установок пов'язане із значними втратами теплоти з відпрацьованим повітрям, в результаті чого витрати енергії на видалення вологи під час конвективного сушіння можуть досягати 6000 кДж/кг і більше.

Метою дослідження є вибір та обґрунтування методів інтенсифікації процесу конвективного сушіння термолабільних матеріалів до низького залишкового вологовмісту та пошук шляхів підвищення ефективності даного процесу.

У технології конвективного сушіння інтенсифікація процесу здійснюється головним чином шляхом підвищення температури сушильного агента. Проте можливість застосування цього методу при сушінні термолабільних матеріалів до низького залишкового вологовмісту обмежена.

Як видно з кривих сушіння яблука (рис. 1) при збільшенні температури з 60 до 100 °С під час сушіння до залишкового вологовмісту матеріалу 5 % тривалість процесу скорочується з 620 до 200 хв. (тобто у 3,1 рази), а швидкість сушіння в початковий момент збільшується в 1,77 рази.

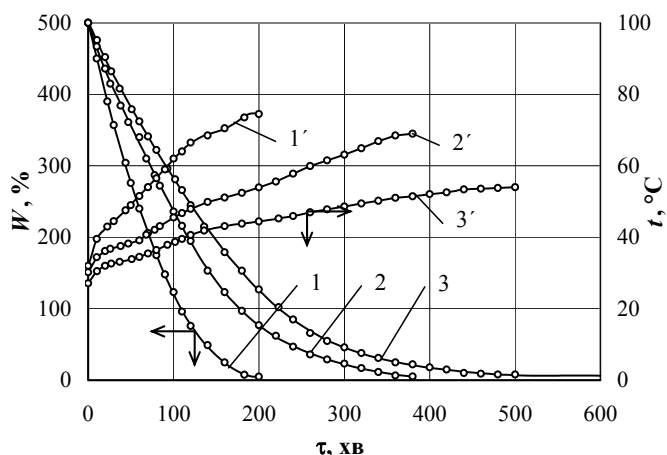


Рис. 1 – Вплив температури сушильного агента на процес сушіння кубиків яблука при $v = 1$ м/с та $d = 10$ г/кг с.п.: 1, 1' – $t = 100$ °С; 2, 2' – $t = 80$ °С; 3, 3' – $t = 60$ °С

Проте для фруктів, що містять такі термолабільні речовини як цукри, пектини, органічні кислоти, вітаміни, ферменти підвищення температури сушіння обмежене гранично допустимим рівнем нагріву матеріалу. Для запобігання утворенню забарвлених речовин, яким супроводжується термічне розкладання цукрів, а також для збереження цінних живильних речовин та аромату, необхідно сушити фрукти за таких умов, при яких температура нагріву матеріалу не перевищуватиме гранично допустиму. Ґрунтуючись на проведених дослідженнях термічного розкладання цукристих речовин та приймаючи до уваги літературні дані щодо біохімічних і фізичних змін, що відбуваються під впливом температури в рослинних матеріалах, приймаємо гранично допустиму температуру нагріву матеріалу при конвективному сушінні ананасів та яблук в щільному шарі рівною 60 °С.

Як видно з температурних кривих і кривих сушіння (рис. 1), нагрівання зразків відбувається швидше, ніж їх зневоднення, таке швидке збільшення температури матеріалу при температурах сушіння 100 і 80 °С не дозволяє видалити необхідну кількість вологи, не перевищивши гранично допустиму температуру (видаляється близько 250 %). Візуально відзначено, що під час сушіння при цих температурах побуріння поверхні зразків починалося при досягненні вологовмісту 200 %, а при 25-30 % спостерігалася неприпустиме потемніння продукту. Тобто використання високих температур для термолабільних матеріалів можливе тільки на етапі видалення вільної вологи. В зв'язку з цим рекомендується сушити плоди або при низькій температурі 50-60 °С, або при багатостадійному сушінні таким чином, щоб температура нагріву матеріалу не перевищувала гранично допустиму.

Необхідно відзначити, що досушування від вологовмісту 18-20 %, рівноважного з навколишнім середовищем, до низького залишкового вологовмісту 5-6 % відбувається при дуже низьких швидкостях видалення вологи, що приводить до значного збільшення тривалості процесу, особливо при низьких температурах зневоднення. Видалення такої малої кількості вологи під час досушування за такий тривалий час істотно погіршує енергетичні показники процесу. Зниження інтенсивності вологовидалення пов'язане із зменшенням рушійної сили масообміну, яка визначається різницею парціальних тисків пари води у поверхні матеріалу і в парогазовому потокові.

Теоретичні передумови дозволяють припустити, що примусове осушення сушильного агента сприятиме інтенсифікації масообмінних процесів під час зневоднення термолабільних матеріалів при температурах сушіння, що не перевищують максимально допустимий рівень. А створення умов процесу зневоднення з керованим вологовмістом сушильного агента дозволить усунути вплив параметрів повітря на процес сушіння.

Під час сушіння для досягнення бажаного результату температура и вологість сушильного агента повинні відповідати заданому кінцевому вологовмісту матеріалу. Тому при визначенні тепловологісних параметрів сушильного агента важливе значення має аналіз ізотерм сорбції-десорбції, що представляють функціональну залежність між відносною вологістю повітря і рівноважним вологовмістом матеріалу при постійній температурі і тиску. За ізотермами сорбції-десорбції встановлюється зв'язок між тепловологісними параметрами сушильного агента і висушувачого матеріалу при адиабатичному зволоженні та охолодженні повітря в процесі сушіння.

За результатами експериментальних досліджень сорбційних властивостей паренхімних тканин яблука сорту Джонатан одержані ізотерми адсорбції пари води при температурі 20 °С (рис. 1). Як видно, ізотерми мають форму характерну для колоїдних капілярно-пористих матеріалів. Характерною особливістю одержаних ізотерм адсорбції є наявність широкої петлі гістерезису в області відносного тиску p/p_s від 0 до 0,8. При цьому петля гістерезису, що простягається в область найнижчих p/p_s , перекривається з петлею гістерезису, яка спостерігається при капілярній конденсації. Аналіз одержаних ізотерм показав, що поглинання вологи паренхімними тканинами плодів є складним процесом, який відбувається за механізмом полімолекулярної адсорбції, ускладненої капілярною конденсацією, і супроводжується адсорбцією розчиненням. Сукупність цих явищ суттєво впливає на взаємодію води з матеріалом – в паренхімних тканин яблука міститься до 25 % адсорбційно-зв'язаної вологи. В результаті зменшення вологовмісту матеріалу нижче проміжного супроводжується різким зниженням парціального тиску пари води на його поверхні (рис 2.).

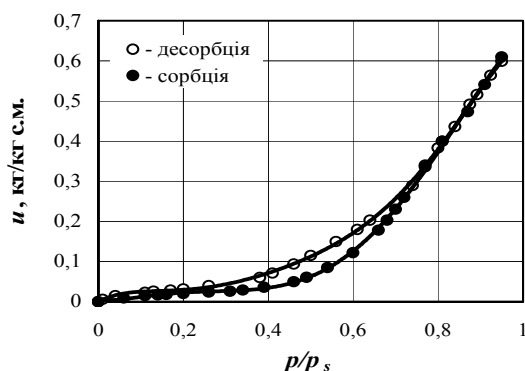


Рис. 2 – Ізотерми адсорбції пари води паренхімними тканинами яблука

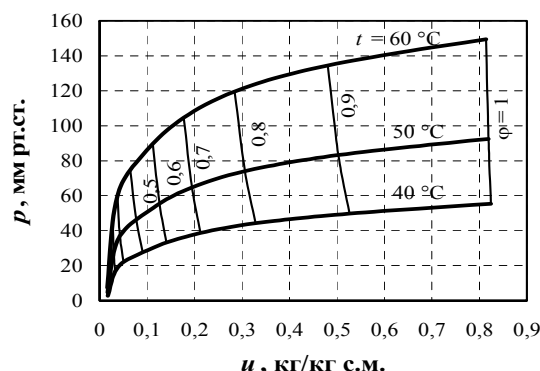


Рис. 3 – Залежність парціального тиску пари води в паренхімних тканинах яблука від вологовмісту і температури

На підставі визначення залежності парціальних тисків пари води від вологовмісту в паренхімних тканинах плодів в області гігроскопічного стану матеріалу встановлено, що під час видалення з них зв'язаної вологи основним механізмом інтенсифікації процесу є збільшення масообмінного напору шляхом зниження парціального тиску водяної пари в сушильному агенті. Визначено, що зниження вологовмісту сушильного агента на 10 г/кг с.п. приводить до збільшення середнього масообмінного напору на 25 – 30 %, що дозволяє на стадії видалення адсорбційно-зв'язаної вологи значно інтенсифікувати процес сушіння.

За результатами аналітичних та експериментальних досліджень гіротермічної рівноваги між матеріалом та вологим повітрям та кінетики низькотемпературного зневоднення розроблений енергозберігаючий режим сушіння яблук до низького залишкового вологовмісту з перемінним ступенем осушення сушильного агента.

На першій стадії сушіння, коли з матеріалу видаляється вільна волога достатня невелика ступінь осушення сушильного агента. На другій стадії (область гігроскопічного стану) для підтримки постійної величини масообмінного напору у міру зниження парціального тиску пари води над матеріалом відповідно збільшується ступінь його осушення. На стадії досушування, при видаленні з матеріалу адсорбційно-зв'язаної вологи, основним фактором, що обумовлює енерговитрати, є тривалість процесу. Для збільшення швидкості сушіння необхідно максимально збільшити ступінь осушення сушильного агента. Розроблений режим забезпечує оптимальну інтенсивність масообміну та мінімальні енерговитрати в продовж всього процесу сушіння.

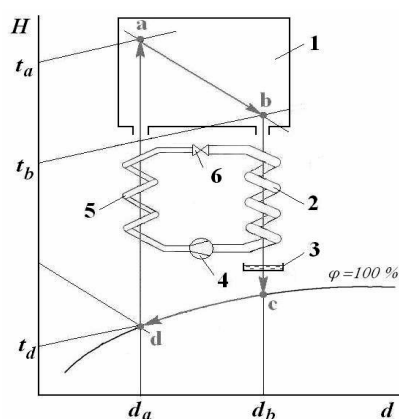
При практичній реалізації даного режиму для осушення сушильного агента запропоновано використовувати парокompресійний тепловий насос (ТН) (рис. 4). Цикл сушіння в конденсаційних теплонасосних сушарках здійснюється таким чином: нагріте і осушене повітря (стан *a*) надходить до сушильної камери 1, де, проходячи над шаром висушуваного матеріалу, адиабатично зволожується і охолоджується (стан *b*). Зволожене повітря осушується у випарнику теплового насоса 2 за рахунок охолодження (процес *b-c-d*) до заданої температури точки роси (стан *d*), при цьому волога, що міститься в повітрі, конденсується, і вода виводиться до збірника конденсату 3. Далі холодне осушене повітря нагрівається в конденсаторі теплового насоса 4 (процес *d-a*) і повертається до сушильної камери 1.

Інтеграція теплового насоса в замкнутий цикл конвективної сушарки дозволяє за рахунок конденсації вологи в випарнику ТН знижувати вологовміст сушильного агента, а також здійснювати утилізацію теплоти конденсації з наступним поверненням її в процес сушіння на більш високому температурному рівні, що суттєво впливає на енергоспоживання сушарки.

Розрахункові питомі витрати енергії на підготовку сушильного агента за розробленим режимом становлять: на першому етапі – 0,4-0,5 кВт·год, на другому – 0,6-1,0 кВт·год, на третьому – до 1,5 кВт·год, і в середньому складуть 0,7-0,9 кВт·год на кг видаленої вологи.

За результатами досліджень в ІТТФ НАНУ розроблена та створена теплонасосна сушильна установка камерного типу (рис. 4) з такими технічними характеристиками:

Температура сушильного агента	40°–55 °С
Кількість вологи, що видаляється з продукту	до 2 л/год
Кількість висушуваного продукту	до 40 кг/доба
Установлена електрична потужність	1,0 кВт
Питомі витрати електроенергії на випаровування вологи	0,3...0,7 кВт·год/л



1 – сушильна камера; 2 – випарник; 3 – збірник конденсату;
4 – компресор; 5 – конденсатор; 6 – дросель

Рис. 4 – Процес теплонасосного сушіння в *H-d* діаграмі та теплонасосна сушильна установка

Сушарка являє собою шафу, в верхній частині якої знаходиться сушильна камера з піддонами для зневоднюваного матеріалу, а в нижній – агрегатний відсік, де розташований теплонасосний агрегат. Теплонасосний агрегат включає холодильний компресор, випарник із системою відводу конденсату до конденсатозбірника, рекуперативний теплообмінник і двосекційний повітряний конденсатор. Сушильна камера і агрегатний відсік пов'язані між собою повітропроводами. Сушіння відбувається в замкнутому циклі. Підтримка необхідних тепловологісних параметрів сушильного агента здійснюється за допомогою системи автоматики шляхом регулювання подачі холодоагенту у випарник і перерозподілу в необхідному співвідношенні величини теплового навантаження на секції конденсатора.

Засновуючись на розробленій технології встановлена доцільність розподілу процесу сушіння на такі етапи: 1) прогрів матеріалу сушильним агентом; 2) інтенсивне вилучення вільної вологи з матеріалу з використанням теплонасосного агрегату при максимально допустимих температурах і вологості сушильного агента; 3) зневоднення матеріалу при поступовому, керованому зниженні вологовмісту сушильного агента; 4) досушування матеріалу при мінімально досяжному вологовмісті сушильного агента; 5) витримка зневодненого матеріалу при його обдуванні повітрям з заданим вологовмістом і температурою.

Висновки. Здійснення процесу конвективного сушіння з регульованим ступенем осушення теплоносія протягом усього періоду сушіння дозволяє створити оптимальні умови для зневоднення термолабільних матеріалів з високою вихідною вологістю і забезпечити зниження питомих енерговитрат на видалення вологи у 1,3-1,5 рази.

Література

1. FAO Statistical Yearbook 2010. Word Food and Agriculture // Word Food and Agriculture Organization of The United Nations. – Roma, 2010.
2. Сравнение различных методов производства пищевых порошков / О. А. Кремнев, Ю. Ф. Снежкин, А. А. Хавин, Л. В. Клименко // Пром. теплотехника. – 1985. – Т. 7, № 5. – С. 39-41.

УДК 669.04:66.021.04; 669.04:66.021.3

ИНТЕГРАЦИЯ ТЕПЛОВЫХ НАСОСОВ В ПРОЦЕСС ОЧИСТКИ ТЕТРАХЛОРИДА ТИТАНА

Ульев Л.М., д-р техн. наук, профессор, Сивак В.В., соискатель
Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт», г. Харьков,
Государственное предприятие «Запорожский титано-магниевый комбинат», г. Запорожье

Выполнена пинч-интеграция тепловых насосов в технологическую схему процесса очистки четыреххлористого титана, полученную с помощью пинч-анализа. Внедрение проекта пинч-реконструкции позволит уменьшить энергопотребление на установке более чем в 4 раза от уровня потребления, существующего в настоящее время, а мощность, используемых холодных утилит уменьшить почти в 8 раз. Годовой доход от реализации проекта модернизации составит величину 3127000 долл. США, а срок окупаемости в этом случае будет равен 5 месяцев.

The flowsheet for new titanium tetrachloride cleaning process with rectification method with simultaneous vanadium oxitrichloride production is presented in this paper. Application of the methods of pinch-analysis to the integration of heat pumps in the cleaning of titanium tetrachloride processes will reduce energy consumption more than 4 times the level of consumption of the present-time, and cold utilities will reduce almost in 8 times. The annual profit from the introduction of the project of modernization of heat treatment process of titanium tetrachloride will equal almost 3.127 million U.S. dollars, and the payback period in this case would be 5 months.

Ключевые слова: тетрахлорид титана, пинч-анализ, большая составная кривая, тепловой насос, интеграция, технологическая схема.

Введение

Титан и титановые сплавы благодаря своим свойствам востребованы в авиационно-ракетной технике, судостроении, химическом машиностроении, пищевой и других отраслях промышленности. Экономическая целесообразность применения титана в промышленности показана в [1.] Но широкое применение титана сдерживается большой стоимостью его производства [2]. Поэтому создание более дешевой технологии производства титана является актуальной проблемой в настоящее время [2, 3].

Производственные мощности для изготовления титана в Украине практически не изменились со времен Советского Союза и являются энергозатратными [4]. Снижение себестоимости производства титана возможно за счет уменьшения удельного энергопотребления. Одной из самых затратных стадий производства титана являются процессы получения и очистки тетрахлорида титана $TiCl_4$ [2].

В работе [5] авторами был сделан краткий обзор методов очистки тетрахлорида титана, а в работе [6] определены технологические потоки, которые могут быть использованы в пинч-анализе процесса. В работах [7, 8] был определен потенциал энергосбережения, доступный для классических методов пинч-анализа. В работах [9, 10] была выполнена теплоэнергетическая интеграция процесса очистки тетрахлорида титана методом ректификации с помощью классического пинч-проектирования. В указанных работах также приведена и детально описана технологическая схема очистки тетрахлорида титана с одновременным получением окситрихлорида ванадия методом ректификации. Здесь же приведена интегрированная схема очистки $TiCl_4$ (описание схемы дано в [9, 10]) и с помощью составных кривых показано, что в данной схеме достигаются целевые энергетические значения, полученные с помощью методов пинч-анализа. Основное энергопотребление в процессе происходит в кубах ректификационных колонн, которые обогреваются омическим теплом.

Для снижения энергопотребления в процессах ректификации используются технологические схемы аналогичные схемам тепловых насосов (ТН). В работе [11] рассмотрено одностадийное и двухстадийное компримирование верхнего погона колонны, показана экономическая эффективность данных схем при разделении углеводородных газов.

В работах [12–14] авторами выполнено сравнение различных технологических схем интеграции ТН с ректификационной колонной. Рассмотрено компримирование рабочего тела в замкнутом цикле. Изучены схемы с компримированием верхнего погона и нижнего продукта колонны. Проведено сравнение интеграции ТН различных типов. Сделан вывод, что лучшая интеграция в каждом конкретном случае должна быть выбрана с помощью методов пинч-анализа.

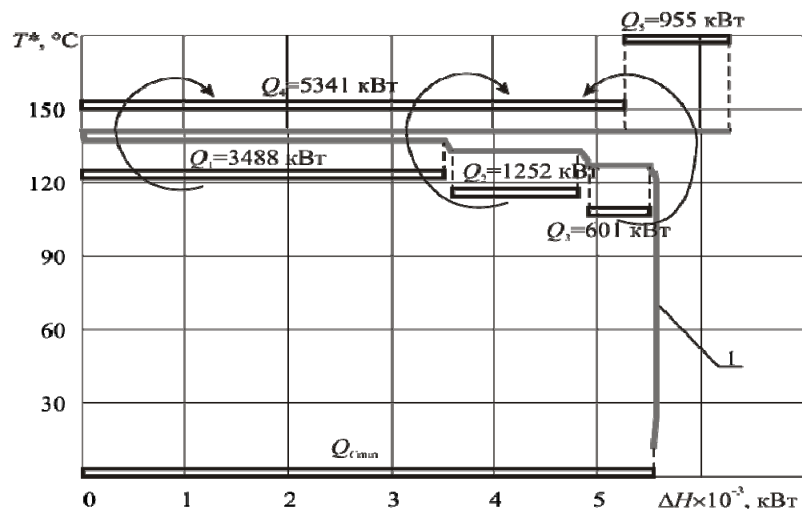
В работе [15] показана экономическая эффективность пинч-интеграции ТН с ректификационными колоннами. В работе [16] показано, что наибольшая экономическая эффективность достигается при

выполнении интеграции ТН в пинч-интегрированный процесс. В работе [17] представлен алгоритм выбора интеграции ТН для многокомпонентных и бинарных смесей в зависимости от параметров процесса.

Для параметров процесса очистки тетрахлорида титана в соответствии с [17] для интеграции необходимо выбирать схему ТН с рекомпрессией паров верхнего погона колонны. В [18] показано, что оптимальное размещение теплового насоса – это размещение ТН поперек пинча и используется для этого большая составная кривая процесса.

Успешное применение ТН в системах разделения с ректификационными колоннами позволяет нам рассмотреть пинч-интеграцию ТН в процесс очистки тетрахлорида титана методом ректификации.

Анализ Большой составной кривой



T^* – сдвинутые на $\Delta T_{\min}/2$ температуры, Q_1, Q_2, Q_3 – холодильные мощности тепловых насосов, Q_4 – общая холодильная мощность тепловых насосов, Q_5 – новое значение горячей утилиты, $Q_{c\min} = 5528.1$ кВт, $Q_{\text{REC}} \approx 293.5$ кВт, $\Delta T_{\min} = 2^\circ\text{C}$.

Рис. 1 – Большая составная кривая процесса очистки тетрахлорида титана

Большая составная кривая

Большая составная кривая показывает возможность размещения трех тепловых насосов поперек процессного пинча в технологической схеме очистки тетрахлорида титана (рис. 1). Первый тепловой насос можно установить для отбора теплоты паров с верха колонны РК-1. Теоретическая мощность, которую можно получить, компримируя пары колонны РК-1 приблизительно равна 350 кВт. Мощность, которую можно рекуперировать, компримируя пары ванадиевого дистиллята ректификационной укрепляющей колонны, равна 3488 кВт. Мощность, которую можно рекуперировать, компримируя пары дистилляционной колонны, равна 900 кВт. Также можно компримировать пары очищенного тетрахлорида титана

после дистилляционной колонны, но у них наименьшая из всех рассмотренных паровых потоков температура, что приведет к увеличению эксплуатационных затрат на компрессионном оборудовании, и на данном этапе модернизации теплоэнергетической схемы процесса мы этот поток рассматривать не будем.

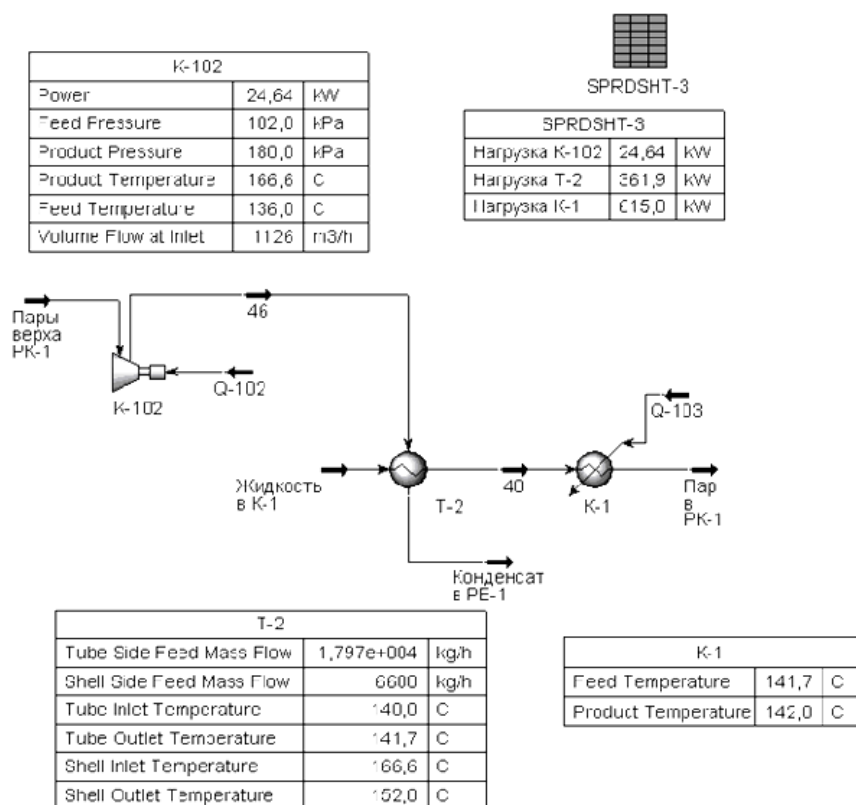
Расчет параметров параметров компримированных потоков

Параметры компримированных потоков определялись с помощью программного обеспечения UNISIM DESIGN.

1. Концентрат легкокипящих примесей (КЛП)(5, 8) - пары первой ректификационной колонны поступают с температурой 136°C в компрессор для сжатия. После компримирования температура паров повышается до 166°C и поток поступает в межтрубное пространство теплообменника. Далее происходит конденсация и охлаждение КЛП до температуры 152°C (рис. 2). Аналогично рассчитываются параметры компрессоров для двух других колонн.

2. Пары колонны РК-2У с температурой 138°C поступают компрессор для сжатия. После компримирования температура паров повышается до 172°C . Далее происходит конденсация и охлаждение КЛП до температуры 158°C .

3. Пары колонны ДК с температурой 136°C поступают в компрессор для сжатия. После компримирования температура паров повышается до 167°C . Далее происходит конденсация и охлаждение КЛП до температуры 154°C .



K-102 – компрессор, K-1 – конденсатор, T-2 теплообменник.

Рис 2 – Результаты расчета параметров компрессора для ТН ректификационной колонны 1

лята

Применяя методы пинч-проектирования [18] для полученной системы технологических потоков с учетом компримирования, синтезируем принципиальную энерготехнологическую схему процесса очистки тетрахлорида титана с использованием тепловых насосов (рис. 5).

Отделение твердых примесей и растворенных газов.

В колонну РК-1 подается питание (поток 2) – технический TiCl₄ (ТТТ). TiCl₄ освобождается от растворенных газов (5) и твердых взвесей. С верха колонны отбирается КЛП, пары верха колонны (5) РК-1 сжимаются компрессором K-102, конденсируются в теплообменнике T-2 и дросселируются в емкость PE-1 (8). Твердые взвеси (4) – концентрируются в кубовой жидкости, а затем выводятся из куба. После этого кубовый остаток возвращается в начало процесса вместе с исходным ТТТ. Подогрев низа колонны осуществляется последовательно в теплообменнике T-2 (27) и подогревателе куба K-1 (26). Очищенный от примесей TiCl₄ (14) из куба передается на следующую стадию очистки.

Получение первичного ванадиевого дистиллята (ВД).

Питание РК-2 (14) – это ректификат с РК-1, а в куб поступает кубовый остаток с РК-3 (10). Продукт освобождается от VOCl₃ и в виде ректификата (12) перетекает в куб следующей колонны. Первичный ВД отбирается с верха колонны. Пары верха колонны РК-2У (11) сжимаются компрессором K-100, конденсируются в теплообменнике T-3 и дросселируются в емкость PE-2 (18). Подогрев низа колонны осуществляется последовательно в теплообменнике T-3 (29) и подогревателе куба K-2 (28).

Отделение остаточного ВД из ректификата.

Осуществляется в дистилляционной колонне (ДК) с орошением, методом химической очистки. Подача химического реагента производится в куб колонны. В кубе происходит химическое превращение растворенного VOCl₃ в нерастворимый VOCl₂, а в колонне – отделение твердых продуктов реакции и окончательная очистка TiCl₄ от труднокипящих примесей. Очищенный TiCl₄ отбирается с верха колонны

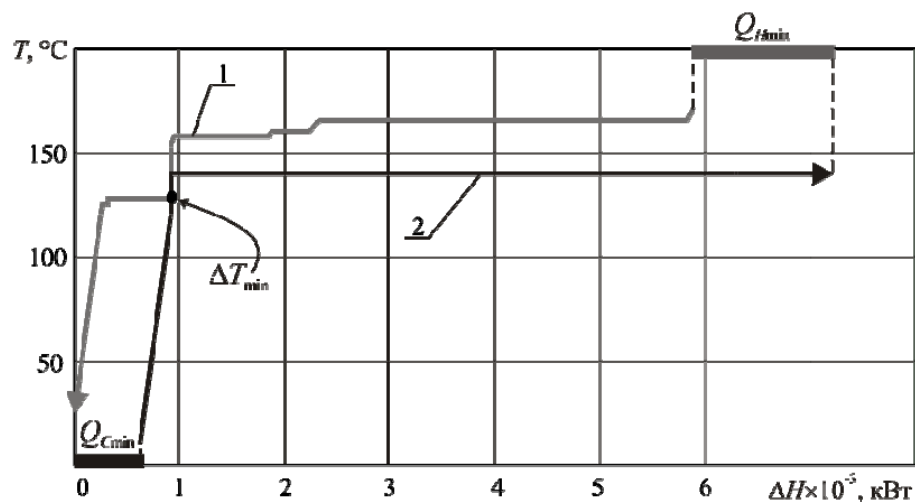
Используя новые потоковые данные и потоковую таблицу [9, 10], построим составные кривые для технологической схемы процесса очистки тетрахлорида титана с компримированием дистиллята колонн и $\Delta T_{\min} = 2^\circ\text{C}$. Построенные составные кривые (рис. 3) показывают, что при использовании тепловых насосов горячие утилиты сократятся с 6297.4 кВт до 1370.1 кВт, т.е. уменьшатся в 4.6 раза. Потребление холодных утилит уменьшится с 5529.3 кВт до 625.44 кВт, т.е. более чем в 8 раз. Мощность рекуперации тепловой энергии возрастет с 292.3 кВт до 5258 кВт, т.е. увеличится в 18 раз.

Синтез энерготехнологической схемы процесса очистки технического тетрахлорида титана с получением очищенного тетрахлорида титана и ванадиевого дистиллята

(22). Пары верху колонны ДК (22) сжимаются компрессором К-101, конденсируются в теплообменнике Т-4 и дросселируются в емкость РЕ-5 (24). Целевой продукт отбирается из емкости РЕ-5 (25), охлаждается в теплообменнике Т-1 и АВО-6, и выводится с установки (30). После отделения твердых взвесей возвращается в начало процесса вместе с исходным ТТТ на питание в РК-1. Подогрев низа колонны осуществляется последовательно в теплообменнике Т-4 и подогревателе куба К-5.

Концентрирование первичного ВД.

Осуществляется в колонне ректификации РК-3. С верха колонны отбирается вторичный ВД (33) с содержанием $\text{VOCl}_3 \sim 100\%$. Кубовый остаток возвращается в куб РК-1 (10). Первичный ВД (16) подается в ректификационную колонну РК-3. В колонне происходит концентрирование оксохлорида ванадия.



1 – составная кривая горячих потоков; 2 – составная кривая холодных потоков; Q_{Hmin} , Q_{Cmin} , Q_{REC} – целевые значения потребляемой мощности горячих утилит, холодных утилит и мощность рекуперации. $Q_{Hmin} = 1370$ кВт, $Q_{Cmin} = 625.44$ кВт, $Q_{REC} \approx 5258$ кВт, $\Delta T_{min} = 2^\circ\text{C}$.

Рис. 3 – Составные кривые системы теплообмена процесса очистки четыреххлористого титана с применением тепловых насосов

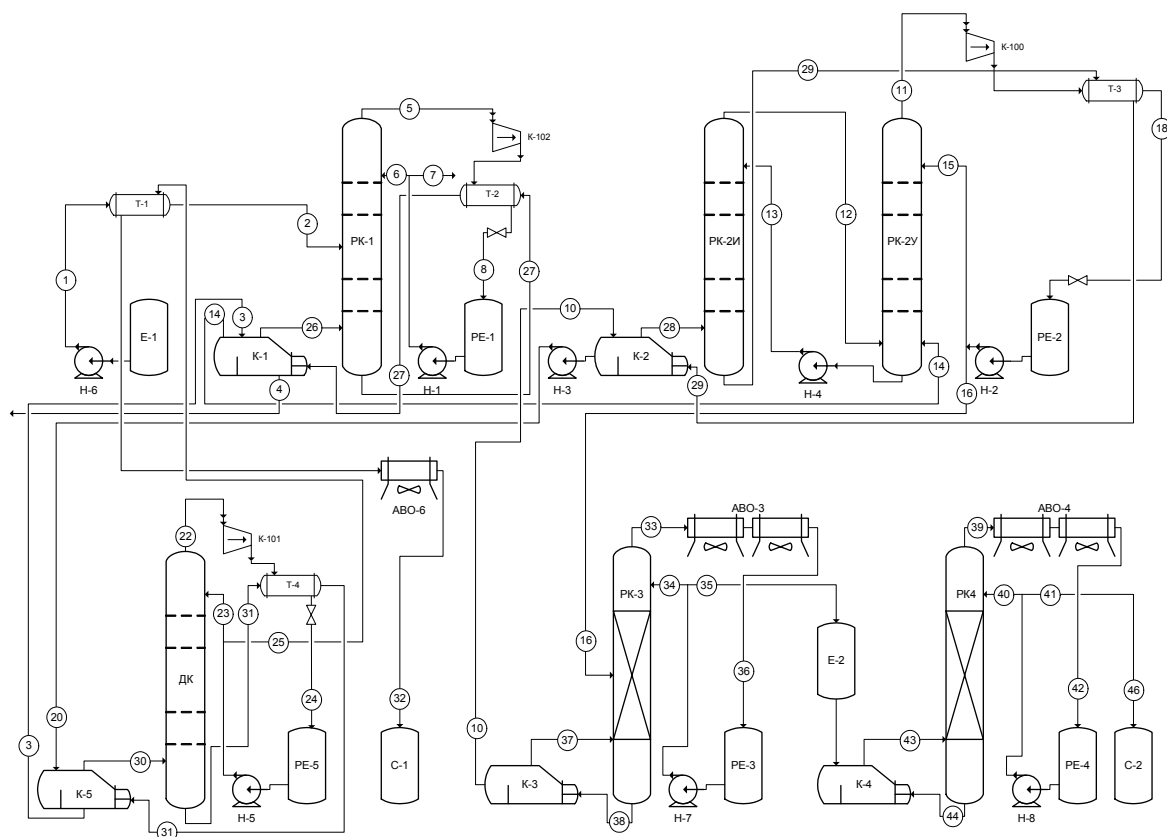
Пары, выходящие из колонны (33), конденсируются и охлаждаются в дефлегматоре АВО-3 (36). Из него часть жидкости, в качестве флегмы (34), подается на орошение колонны РК-3, а другая часть (35) отбирается в емкость Е-2. Продукт низа колонны РК-3 (38), содержащий преимущественно TiCl_4 и VOCl_3 , поступает в куб К-3, откуда, в заданном количестве, отбирается в колонну РК-2 (10). Обогрев колонны РК-3 осуществляется с помощью куба-испарителя К-3, электричеством.

Состав примесей в ТТТ не является постоянным. Кроме того, в первичном ванадиевом дистиллате ВД-1 происходит концентрирование легколетучих примесей, уходящих с парами из куба испарителя К-1 в РК-2. Поэтому, для получения VOCl_3 требуемого качества, предусмотрена ректификационная колонна РК-4 периодического действия. В этой колонне происходит окончательная очистка VOCl_3 от легколетучих примесей. Пары, выходящие из колонны РК-4 (39) конденсируются и охлаждаются в дефлегматоре АВО-4, а жидкость поступает в рефлюксную емкость РЕ-4 (42). Из нее часть жидкости, в качестве флегмы (40), подается на орошение колонны РК-4, а другая часть (41), в зависимости от анализа: при высоком содержании легколетучих примесей направляется на повторную переработку к ректификационную колонну РК-1, а при низком, очищенный VOCl_3 – в емкость С-2, где накапливается и периодически передается на склад готовой продукции. Обогрев колонны РК-4 осуществляется с помощью куба К-4, электричеством.

Оценка численных значений энергопотребления и рекуперации в существующем и предлагаемом проектах приведена в таблице.

Таблица – Энергопотребление и рекуперация существующей системы теплообмена и системы теплообмена в предлагаемом проекте реконструкции

№ п/п	Энергетическая характеристика процесса первичной переработки нефти	Процесс существующей системой теплообмена	Процесс предлагаемой системой теплообмена	% от существующего значения
1	Тепловая мощность, потребляемая процессом, кВт	6297.4	1370.1	22
2	Тепловая мощность, отводимая на	5529.3	625.44	11



E-1,2 – емкость; C-1,2 – сборник; H-1-8 – насос; K-1-5 – электрический подогреватель куба; PK-1,3,4 – ректификационная колонна; ДК – дистилляционная колонна; PK-2И, PK-2У – ректификационные колонны – исчерпывающая и укрепляющая (разрезная колонна); T-1-3 – теплообменник; ABO-1-5 – аппарат воздушного охлаждения; PE-1-5 – рефлюксная емкость; K-100-102 – компрессор

Рис. 4 – Предлагаемая энерготехнологическая схема реконструкции процесса очистки тетрахлорида титана после реконструкции

	холодильниках, кВт			
3	Мощность рекуперации теплоты, кВт	292.3	5258	1800

Выводы

Применение методов пинч-анализа к интеграции тепловых насосов в процесс очистки четыреххлористого титана на ЗТМК позволит уменьшить энергопотребление на установке более чем в 4 раза от уровня потребления, существующего в настоящее время, а мощность, используемых холодных утилит уменьшить почти в 8 раз. Годовая прибыль от внедрения проекта модернизации системы теплообмена процесса очистки четыреххлористого титана составит величину 3 127 000 долл. США, а срок окупаемости в этом случае будет равен 5 месяцам, но эта величина получена без учета стоимости проектных работ. Их учет не сильно изменит величину срока окупаемости.

Литература

1. Петрунько А.Н. Титан в новой технике / А.Н. Петрунько, Ю.Г. Олесов, В.А. Дрозденко. – М.: «Металлургия». – 1979. – 160 с.
2. Основы интеграции тепловых процессов / [Смит Р., Товажнянский Л.Л., Клемеш Й. Капустенко П.А., Ульев Л.М.]. – Х.: ХГПУ. – 2000. – 457 с.
3. Turner P. C. Low cost titanium myth or reality [Электронный ресурс] / P.C, Turner, A. Hartmar, J.S. Hansen S.J. Gerdeman // – Режим доступа <http://www.osti.gov/bridge/purl.cover.jsp?purl=/899609-PMSrtc/899609.PDF>, Last Updated: 07.23.2012.

4. Парфенов О.Г. Проблемы современной металлургии титана / О.Г. Парфенов, Г.Л. Пашков – Новосибирск: Изд-во сибирского отделения РАН. – 2008. – 279 с.
5. Ремизов Г.О. Перспективы развития титановой промышленности на Украине / Г.О. Ремизов, В.Я. Саенко, Я.В. Белоконь. – Спеціальна металургія: вчора, сьогодні, завтра: Матеріали ІХ Міжнародної науково-практичної конференції – К.: НТУУ «КПІ», 2011. – С. 297–307.
6. Сивак В.В. Обзор современных методов очистки тетрахлорида титана/ В.В. Сивак, Л.М. Ульев, М.В. Соколов // Вісник НТУ «ХПІ». Збірник наукових праць. Тематичний випуск «Інноваційні дослідження у наукових роботах студентів». – Харків: НТУ «ХПІ» – 2012. – № 10. – С. 96–105.
7. Сивак В.В. Экстракция данных для теплоэнергетической интеграции процесса очистки четыреххлористого титана методом ректификации / В.В. Сивак, Л.М. Ульев // Інтегровані технології та енергозбереження. – 2012. – № 2. – С. 3–8.
8. Сивак В.В. Энергосберегающий потенциал процесса очистки четыреххлористого титана / В.В. Сивак, Л.М. Ульев // Тези доповідей ХХ Міжнародної науково-практичної конференції [«Інформаційні технології: наука, техніка, технологія, освіта, здоров'я», microCAD'2012. – Харків: СПДФО Ізраїлев Є.М. – 2012. – Ч. III. – С. 25.
9. Ульев Л.М. Традиционный энергосберегающий потенциал процесса очистки тетрахлорида титана/ Л.М. Ульев, В.В. Сивак, Л.А. Мельниковская // Наукові праці ОНАХТ. – Одеса: ФОП Попова Н.М. – 2012. – Випуск 41, том 2. – С. 25–30.
10. Сивак В.В. Интеграция процесса очистки четыреххлористого титана с концентрацией хлорокиси ванадия / В.В. Сивак, Л.М. Ульев, А.Н. Сулима // Вісник НТУ «ХПІ». Збірник наукових праць. Тематичний випуск «Інноваційні дослідження у наукових роботах студентів». – Харків: НТУ «ХПІ» – 2012. – № 39. – С. 15–30.
11. Ульев Л.М. Пинч-анализ процесса очистки четыреххлористого титана методом ректификации / Л.М. Ульев, В.В. Сивак // International Conference "Energetica Moldovei-2012, conf.int.*(2012: Chişinău) Aspecte regionale de dezvoltare, 4-6 oct, 2012, Chisinau: Rapoarte, Ed. a 2-a/col. red.: Berzan V. [et.al]. - Ch.: S. n. 2012.
12. Wisz M.W. High performance trays and heat exchangers in heat pumped distillation columns / M.W. Wisz, R. Antonelli, E. G. Ragi // Proceedings from the Third Industrial Energy Technology Conference. – Houston, TX, April 26-29. – 1981. – P. 91–96.
13. Fonyo Z. Economic applications of heat pumps in integrated distillation systems / Z. Fonyo, P. Mizsay // Heat Recovery Systems and CHP. – 1994. – Vol. 14. – No. 3. P. 249–263.
14. Fonyo Z. Comparison of various heat pump assisted distillation configurations / Z. Fonyo, N. Benko // Trans IChemE. – 1998. – Vol 76. – March. – Part A. – P. 348–360.
15. Fonyo Z. Comparative analysis of various heat pump schemes applied to C4 splitters / Z. Fonyo, Kurntt, D.W.T. Rippin, I. Meszaros // Computers chem. Engng. – 1995. – Vol. 19. – Suppl. – P. S1–S6.
16. Rivera-Ortega P. Thermal integration of heat pumping systems in distillation columns / P. Rivera-Ortega, M. Picón-Núñez, E. Torres-Reyes, A. Gallegos-Muñoz // Applied Thermal Engineering. – 1999. – Vol. 19. – P. 819–829.
17. Farhanieh B. Analysis of an existing heat exchanger network and effects of heat pump installations / B. Farhanieh, B. Sunden // Heat Recovery System and CHP. – 1990 – Vol. 10. – No. 3. – P. 285–296.
18. Kiss Anton A. Mastering heat pumps selection for energy efficient distillation / Anton A. Kiss, Servando J. Flores Landaeta, Carlos A. Infante Ferreira // Chemical engineering transactions. – 2012. – Volume 29. – P. 397–402.

МОДЕЛЮВАННЯ ТЕПЛООБМІНУ НАФТИ В НАСОСНО-КОМПРЕСОРНІЙ ТРУБІ З ЛОКАЛЬНИМ ОБІГРІВОМ

Ульєв Л.М. д-р техн. наук, проф., Самойленко М.Г., студент.
Національний технічний університет «Харківський політехнічний інститут»
м. Харків

У даній роботі пропонується метод локального обігріву нафти в насосно-компресорній трубі з метою недопущення її парафінізації. Для цього побудована наближена математична модель теплообміну нафти, що тече в насосно-компресорній трубі, з ґрунтом і наближена модель нагріву нафти на локальній ділянці насосно-компресорної труби.

The method of local oil heating in the lifting pipe to prevent deposition paraffins was proposed in this paper. Approximate mathematical model was created for heat transfer oil flowing in the lifting pipe with soil and the approximate model of oil heat on the local section of electric heating.

Ключові слова: парафінізація, нафта, насосно-компресорна труба, теплообмін, потік, дебит, нагрівальний елемент.

Вступ

На сучасному етапі економічного розвитку України однією з найважливіших проблем є паливно-енергетична проблема. Її успішне вирішення визначає можливості, темпи та напрямки економічного та соціального розвитку. Значення палива для економіки будь-якої країни дуже велике: без нього неможливий виробничий процес, робота промисловості, сільського господарства та транспорту. Основним первинним джерелом енергії є нафта. Вона – основа світового паливно-енергетичного балансу, найефективніше паливо нашого часу. Продукти нафтопереробки широко використовуються в усіх видах промисловості, сільського господарства, транспорту та в побуті.

Нафта, що добувається з свердловини, має складний та неоднорідний склад, що характеризується наявністю структурно розчинених органічного та неорганічного з'єднань, води та механічних домішок. Органічні з'єднання, які входять до складу нафти, визначають її основні реологічні властивості і є причиною серйозних технологічних ускладнень, зв'язаних з добутком і транспортом нафти. Якщо розглядати рух нафти у свердловинах від забою до виходу, при її добутку, то цей процес супроводжується зміною термодинамічних властивостей, а саме, значним зниженням температури. При добутку високов'язких та парафіністичних видів нафти зниження температури викликає ряд значних труднощів, так як значно збільшується в'язкість та зменшується текучість нафти, особливо тих, що мають неньютонівські властивості. При експлуатації родовищ з високим вмістом парафіну у нафті в свердловині, коли температура в ній становиться нижче, чим температура кристалізації парафінів, на стінках насосно-компресорних труб (НКТ), по яким рухається нафта, формуються асфальто-смолопарафінові відкладення (АСПВ), ріст яких призводить до зменшення поперечного перерізу НКТ і, як наслідок, до різкого зниження дебіту свердловин чи їх закупорення.

У даній статті розглядається енергоефективний та економічно вигідний метод нагріву нафти, що рухається в НКТ. Можна підвищити температуру нафти за рахунок омичного нагріву поверхні труби за допомогою спеціально розроблених для цього керамічних нагрівачів, розташовуючи відрізки нагріву на чітко встановлених та науково обґрунтованих глибинах. Ці глибини та теплова потужність, що підводиться до нафти, будуть унікальними для кожної свердловини.[1]

Для цього нам необхідно дослідити теплообмін нафти, що тече в НКТ, з навколишнім ґрунтом, а також її теплообмін з нагрівальним елементом в області обігріву НКТ та скласти математичну модель теплообміну нафти в НКТ з нагрівальними елементами.

Для цього необхідно вирішити дві задачі теплообміну:

- 1) задача теплообміну потоку нафти з навколишнім середовищем;
- 2) задача нагріву нафти в нагрівальному елементі.

Математична модель теплообміну нафти, що тече по НКТ, з навколишнім середовищем

Для вирішення першої задачі схематично зобразимо поперечний переріз свердловини для добутку нафти та розрахуємо коефіцієнт тепловіддачі між нафтою та навколишнім ґрунтом. Зауважимо, що температура нафти по радіусу НКТ коливається в малих межах, тому робимо припущення, що вона не змінюється.

Нехтуючи поширенням теплоти вздовж течії, запишемо рівняння теплопровідності в стінках свердловини:

$$\frac{d}{dr} \left(r \frac{dt}{dr} \right) = 0.$$

Інтегруючи даний вираз по радіусу, отримаємо:

$$r \frac{dt}{dr} + C_1 = 0,$$

де C_1 – довільна постійна інтегрування.

Приведемо повні граничні умови, що доповнені рівністю температур на границях:

$$\alpha(t_1 - t) = \lambda_1 \frac{\partial t}{\partial r}, t_1 = C_1 \ln r_1 + C_2, r = r_1;$$

$$\lambda_1 \frac{\partial t}{\partial r} = \lambda_2 \frac{\partial t}{\partial r}, C_1 \ln r_1 + C_2 = C_3 \ln r_2 + C_4, r = r_2;$$

$$\lambda_2 \frac{\partial t}{\partial r} = \lambda_3 \frac{\partial t}{\partial r}, C_3 \ln r_2 + C_4 = C_5 \ln r_3 + C_6, r = r_3;$$

$$t = t_4, r = r_4,$$

де α – коефіцієнт тепловіддачі, [Вт/м²·с];

Після знаходження довільних постійних інтегрування густина теплового потоку на границі стінки зі сторони нафти, що визначається по закону Ньютона, з урахуванням структури свердловини має вигляд:

$$\alpha(t_1 - t) = \frac{t_1 - t_4 \lambda_1}{r_1 \left(\frac{\lambda_2}{\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{\lambda_3}{\lambda_1} \ln \frac{r_3}{r_2} + \ln \frac{r_4}{r_3} \right)};$$

Для зручності подальших розрахунків введемо нову змінну B , що характеризує теплопередачу в свердловині, з урахуванням її структури :

$$B = \frac{\lambda_1}{r_1 \left(\frac{\lambda_2}{\lambda_1} \ln \frac{r_2}{r_1} + \frac{\lambda_3}{\lambda_1} \ln \frac{r_3}{r_2} + \ln \frac{r_4}{r_3} \right)}.$$

Виходячи з визначення густини теплового потоку знаходимо температуру на внутрішній стінці НКТ:

$$t_1 = \frac{\alpha}{\alpha - B} t - \frac{B}{\alpha - B} t_4.$$

Лінійну густина потоку чи тепловий потік через одиницю довжини труб, що вимірюється в [Вт/м], при стаціонарному режимі $Q(x)$ можна представити в наступних співвідношеннях:

$$Q(x) = 2\pi r_1 K (t_1 - t) = 2\pi r_1 \alpha (t_1 - t),$$

де K – коефіцієнт теплопередачі від рідини, що рухається в трубі, до навколишнього середовища, [Вт/м²·К].

Враховуючи рівність даних рівнянь ми можемо розрахувати тільки одне із них. Спираючись на знайдені раніше значення, тобто відомий нам коефіцієнт тепловіддачі та температури, розрахунок будемо вести по правій частині попередньої рівності, відповідно, підставляючи значення температури на внутрішній стінці НКТ, маємо:

$$Q(x) = \frac{2\pi r_1 \alpha^2}{\alpha - B} (t - t_4).$$

Зміна внутрішньої теплової енергії нафти, що тече по НКТ, на елементарній ділянці dx можна представити в виді:

$$dQ = \pi r_1^2 V c_p \rho dx [(t + dt) - \pi r_1^2 V c_p \rho t],$$

де $V = \frac{W}{S}$ – середня швидкість нафти, [м/с]; W – масова витрата, [кг/с]; $S = \pi r_1^2$ – площа поперечного перерізу НКТ, [м²]; c_p – питома теплоємність нафти, [Дж/кг·с]; ρ – густина нафти, [кг/м³].

Зміна внутрішньої теплової енергії нафти, що тече в НКТ, в даному випадку відбувається за рахунок теплообміну з навколишнім середовищем. Вона визначається тепловою енергією з ділянки труби, що дорівнює елементарній довжині dx :

$$dQ = 2\pi r_1 \alpha (t_1 - t) dx.$$

Прирівнюючи ці значення отримуємо:

$$\pi r_1^2 V c_p \rho \frac{dt}{dx} = 2\pi r_1 \alpha (t_1 - t).$$

Приймаючи за початкове значення середньомасову температуру нафти, рівній температурі ґрунту на глибині відбору нафти, запишемо початкові умови для цього рівняння:

$$t = t_0, x = 0,$$

де $x = h_{\text{пл}} - h$ – поточна координата,

де h – відстань до поверхні, [м]; h – глибина пласта залягання нафти, [м].

Підставляючи у попереднє рівняння значення температури на внутрішній стінці НКТ, отримуємо звичайне диференціальне рівняння для визначення середньомасової температури нафти в НКТ:

$$\frac{dt}{dx} = \frac{2\alpha F}{r_1 V c_p \rho (\alpha - \beta)} (t - t_0).$$

Припускаємо, що температура ґрунту лінійно залежить на ділянці від температури поверхні землі до температури пласта залягання нафти:

$$t_0 = t_0 - bx,$$

де $b = \frac{t_0 - t_{\text{нов}}}{h_{\text{нов}}}$, t_0 – температура ґрунту на глибині відбору нафти, [$^{\circ}\text{C}$]; $t_{\text{нов}}$ – температура поверхні ґрунту, [$^{\circ}\text{C}$].

Підставляючи рівняння температури ґрунту у вираз для визначення середньомасової температури нафти в НКТ, отримуємо неоднорідне звичайне лінійне диференціальне рівняння першого порядку:

$$\frac{dt}{dx} = \frac{2\alpha F}{r_1 V c_p \rho (\alpha - \beta)} (t - t_0 - bx),$$

яке вирішуємо за допомогою варіації довільної постійної, після чого отримуємо значення середньомасової температури нафти по всій довжині НКТ:

$$t = t_0 - bx + \frac{2\alpha F c_p \rho (\alpha - \beta)}{2\alpha F} \left(\exp\left(\frac{2\alpha F x}{r_1 V c_p \rho (\alpha - \beta)}\right) - 1 \right).$$

Моделювання нагріву нафти в НКТ нагрівальними елементами.

Для вирішення задачі нагріву нафти на ділянці труби, що вкрита нагрівальним елементом, ми повинні розв'язати задачу для умов теплообміну на границі другого роду:

$$dQ = 2\pi(r_1 + \delta r)q,$$

де δr_1 – товщина стінки НКТ, [м]; q – питомий тепловий потік від електронагрівача, [Вт/м²].

Враховуючи умови теплообміну другого роду на границі на ділянці електронагріву отримуємо рівняння зміни середньомасової температури нафти:

$$\frac{dt}{dx} = \frac{2\pi(r_1 + \delta r)q}{r_1^2 V c_p \rho}.$$

Середня швидкість потоку нафти визначається через масову витрату рідини:

$$V = \frac{W}{\pi r_1^2 \rho};$$

Знаючи густину нафти ρ (кг/м³), середню по площині поверхні поперечного перерізу труби швидкість V (м/с) та довжину труби L (м), покриту нагрівачем і її зовнішній радіус ми знаходимо величину удільного теплового потоку від електричного нагрівача до нафти, що нагрівається:

$$q = \frac{N}{2\pi(r_1 + \delta r)L} = \frac{c_p \rho \Delta t V}{2\pi(r_1 + \delta r)L}.$$

де $N = c_p \rho \Delta t V$ – потужність керамічного нагрівача, що необхідна для нагріву потоку нафти на Δt градусів [Вт], $\Delta t = t_{\text{вих.н.}} - t_{\text{вх.н.}}$ – різниця температур, на яку потрібно нагріти нафту, що тече в НКТ, [$^{\circ}\text{C}$], $t_{\text{вих.н.}}$ – температура нафти на виході з ділянки труби, що вкрита нагрівачем, [$^{\circ}\text{C}$]; $t_{\text{вх.н.}}$ – температура нафти на вході в ділянку труби, що вкрита нагрівачем, [$^{\circ}\text{C}$].

Підставимо значення середньої по площині поверхні поперечного перерізу труби швидкості та питомого теплового потоку електронагрівача в рівняння зміни внутрішньої теплової енергії нафти, що тече в НКТ, на ділянці теплообміну з електронагрівачем та отримаємо:

$$\frac{dt}{dx} = \frac{\Delta t}{L}.$$

Початковою умовою для цього рівняння є значення середньомасової температури на вході в ділянку, що нагрівається: $t = t_{\text{вх.н.}}, x = 0$. Інтегруючи рівняння зміни внутрішньої теплової енергії нафти з початковою умовою, отримуємо розподіл середньомасової температури на ділянці труби, що нагрівається, с постійними потоками на стінці вздовж течії:

$$t = t_{\text{вх.н.}} + \Delta t \frac{x}{L}.$$

Тепер при заданій величині удільного теплового потоку на границі початку нагріву нам необхідно визначити розподіл температур на внутрішній і зовнішній границях труби. Спочатку визначаємо температуру внутрішній границі труби.

Тепловий потік на внутрішній стінці труби знімається рідиною за рахунок конвективного теплообміну, тому з попереднього рівняння отримуємо рівняння для визначення температури на внутрішній стінці НКТ:

$$t_1 = t + \frac{q}{\alpha}$$

Значення коефіцієнта тепловіддачі α визначається характером потоку нафти в трубі, тобто є цей потік ламінарним чи турбулентним. Характер потоку визначимо за допомогою числа Рейнольдса. Оцінюючи число Рейнольдса для даного прикладу свердловини, отримали значення $Re \approx 1125$, тобто число Рейнольдса менше критичного значення 2300, при якому настає турбулентний режим потоку в зовнішній трубі. Ламінарний характер потоку дозволяє нам скористатись коефіцієнтом тепловіддачі, визначеним для ламінарного потоку в круглій трубі рідини зі змінними реологічними властивостями, який у безрозмірному вигляді визначається числом Нусельта [2]:

$$Nu = 1.31 \left(\frac{1}{Pr} \frac{K}{d_1} \right)^{0.4} \left(1 + 2 \frac{1}{Pr} \frac{K}{d_1} \right) \left(\frac{K}{\mu_c} \right)^{0.14}$$

де d_1 – внутрішній діаметр НКТ, [м]; μ_c – коефіцієнт динамічної в'язкості нафти, взятий при температурі стінці труби; $\mu_{жс}$ – коефіцієнт динамічної в'язкості рідини, взятий при середньомасовій температурі нафти.

Число Пекле Pe визначається за формулою:

$$Pe = \frac{V d_1 c_p \rho}{\lambda_n}$$

Введемо коефіцієнт неізотермічності потоку $\gamma = \frac{K}{\mu_c}$, який є індивідуальною характеристикою рідини, та визначається залежністю реологічних властивостей конкретного сорту нафти від температури. Тоді для коефіцієнту тепловіддачі отримуємо вираз:

$$\alpha = \frac{1.31 \lambda_n}{d_1} \left(\frac{1}{Pr} \frac{K}{d_1} \right)^{0.4} \left(1 + 2 \frac{1}{Pr} \frac{K}{d_1} \right) \gamma^{0.14}$$

Підставляючи знайдені раніше величини (середньомасова температура нафти на ділянці нагріву НКТ, тепловий потік на внутрішній стінці труби та коефіцієнт тепловіддачі), визначаємо температуру на внутрішній стінці НКТ на ділянці нагріву:

$$t_1 = t_{жжж} + \Delta t \frac{K}{L} + \frac{c_p \rho r_1^2 V \Delta t \left(\frac{1}{Pr} \frac{K}{d_1} \right)^{0.4} \gamma^{0.14}}{1.31 r_1 \lambda_n \left(1 + \frac{1}{Pr} \frac{K}{d_1} \right)}$$

Температура нафти на внутрішній стінці НКТ не повинна перевищувати 220-230 °С, інакше нафта піддається термодеструкції, а температура на поверхні нагрівача не має бути більше ніж 270 °С, тому, що може наступити деструкція кераміки. Таким чином, у нас є два температурних обмеження. Таким чином від цих двох температур при заданій витраті нафти буде залежати як удільна допустима потужність нагрівача, так і абсолютна його потужність, також від них залежить довжина та локалізація нагрівачів.

Знаходимо вираз для оцінки температури на поверхні електрокерамічного нагрівача.

Оскільки у випадку, для якого будуємо експертну математичну модель конвективного теплообміну другого роду, внутрішній радіус НКТ дорівнює $r_1 \approx 0,025$ м, а товщина стінки $\delta r \approx 0,005$ м, отримуємо співвідношення $\frac{\delta r}{r_1} \approx 0,2$. Це дозволяє нам для оцінки температури на поверхні керамічних нагрівачів розглядати теплообмін в стінці труби як теплопередачу через плоску пластину, та записати для теплового потоку на зовнішній границі труби:

$$q_{зм} = -\lambda_1 \frac{dt}{dr} = -\lambda_1 \frac{t_n - t_1}{\delta r}$$

де t_n – температура на поверхні електронагрівача, [°С].

Звідки отримуємо розподіл температури на поверхні електрокерамічного нагрівача вздовж потоку нафти: $t_n = t_1 + \frac{q \delta r}{\lambda_1}$.

Або враховуючи рівняння удільного теплового потоку від електричного нагрівача до нафти, що нагрівається, та температуру на внутрішній стінці НКТ на ділянці нагріву, отримуємо:

$$t_n = t_{жжж} + \Delta t \frac{K}{L} + \frac{c_p \rho r_1^2 V \Delta t \left(\frac{1}{Pr} \frac{K}{d_1} \right)^{0.4} \gamma^{0.14}}{1.31 r_1 \lambda_n \left(1 + \frac{1}{Pr} \frac{K}{d_1} \right)} + \frac{c_p \rho \delta r}{2\pi (r_1 + \delta r) \lambda_1}$$

Рівняння температури на внутрішній стінці НКТ на ділянці нагріву та вираз розподілу температури на поверхні електрокерамічного нагрівача вздовж потоку нафти дозволяють для кожного конкретного випадку потоку та нагріву нафти підібрати оптимальні характеристики електрокерамічних нагрівачів.

Висновок

В роботі побудована наближена математична модель теплообміну нафти, що тече в насосно-компресорній трубі, з навколишнім ґрунтом і наближена модель локального термічного нагріву насосно-компресорної труби. Отримані результати будуть використовуватися для оптимізації дебіту свердловини.

Література

1. Товажнянский Л.Л. Энергоэффективное решение проблемы добычи высоковязкой нефти организацией направленных тепловых потоков/ В.М. Светлицкий, В.Е. Ведь, Л.М. Ульев, А.Б. Хоружевский. //Интегровані технології та енергозбереження.– 2007. – № 2. – С.13-18
2. Петухов Б.С. Теплообмен и сопротивление при ламинарном течении жидкости в трубах. М.: Энергия. 1967.

УДК 621.565

ПРИМЕНЕНИЕ ЭКСЕРГЕТИЧЕСКОГО АНАЛИЗА ДЛЯ ОЦЕНКИ ПОТЕРЬ В ЭЛЕМЕНТАХ ПРОПАНОВОЙ ХОЛОДИЛЬНОЙ УСТАНОВКИ ПРИ ПРИМЕНЕНИИ РАБОЧЕГО ТЕЛА R290/R170/R600

М.Г. Хмельнюк, д.т. н., проф., А.В. Остапенко, О.Ю.Яковлева, к. т. н.
Одесская национальная академия пищевых технологий, г. Одесса, Украина

В данной статье предлагается изменение рабочего тела пропановой холодильной установки на смесь R290/R170 и R290/R170/R600a. Проведен анализ рабочего тела с целью определения оптимальной концентрации смеси. Оценена возможность использования условий окружающей среды, с целью повышения энергоэффективности. Рассмотрены особенности работы холодильной установки комплекса низкотемпературной конденсации природного газа. Проведен эксергетический анализ схемы холодильной установки с целью определения эксергетических потерь в отдельных элементах схемы.

The possibility of alteration of propane refrigeration centrifugal compressor working substance on mixture of propane/ethane and propane/ethane/isobutane, with an evaluation of its operability, is analyzed. The analysis of the working fluid in order to determine the optimal concentration of propane/ethane (R290/R170), propane/ethane/isobutane (R290/R170/R600a) is performed. The possibility of the use of environmental conditions, in order to increase energy efficiency of refrigeration installation is evaluated. The features of low-temperature condensation complex refrigeration unit circuit design are considered. Exergy analysis of refrigeration circuit to determine exergetic losses in individual circuit elements is performed.

Ключевые слова: эксергетический анализ, низкотемпературная конденсация природного газа, потери эксергии, R290/R170/R600, переохладитель хладагента.

В соответствии с Энергетической стратегией Украины на период до 2030 года приоритетными направлениями развития энергетического сектора экономики страны являются создание высокоэффективных энергетических систем и комплексов и решение задач рационального использования энергетических ресурсов в энергоемких отраслях. Согласно стратегии развития и модернизации энергетики системы обеспечения энергетическими ресурсами предприятий по переработке газа и газового конденсата будут развиваться в направлении газосбережения и создания совершенных энергетических комплексов на основе автономных источников электроснабжения и теплоснабжения. Одновременно требует решения проблема совершенствования энергетического комплекса действующих газоперерабатывающих предприятий (ГПП), представляющего собой многоуровневую техническую систему взаимосвязанных по потокам энергетических ресурсов внутрипроизводственных энергоустановок различных типов и назначений и технологических агрегатов, потребляющих одни и генерирующих другие виды энергоресурсов.

Объектом настоящего исследования являются системы охлаждения технологических потоков газо- и нефтеперерабатывающих производств, включающие аппараты воздушного охлаждения, системы водяного охлаждения, а также холодильные системы на специальных хладагентах.

Изучением проблемы повышения эффективности существующих ГПП, а также совершенствованием процессов переработки газового сырья занимается множество зарубежных и отечественных компаний, таких как: Ortloff, IPSI, Bechtel, НИИ ОАО "Газпром", ВНИИГАЗ и др. Эти компании предлагают различные технологии и модификации, направленные на повышение степени извлечения целевых углеводородов, энергосберегающие технологии, использование вторичных энергоресурсов в технологических процессах, использование потенциала окружающей среды, а также многие другие.

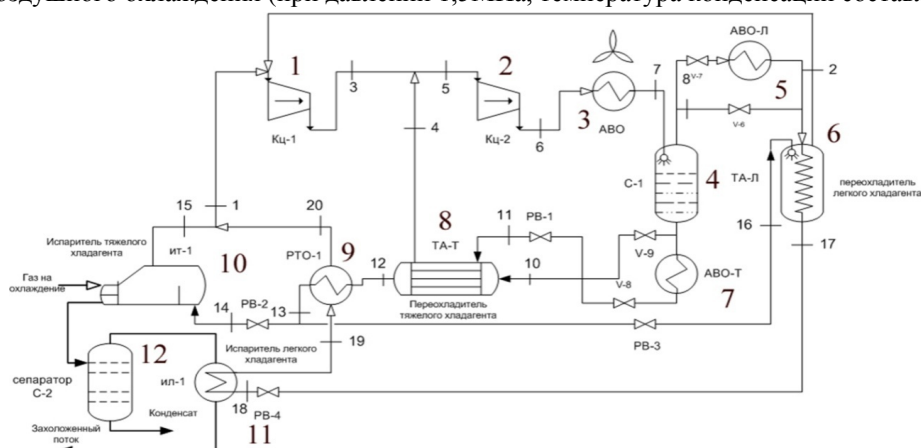
Отдельно следует отметить исследования, направленные на повышение эффективности схемных решений первого и второго поколения. Научно-исследовательские компании предоставляют различные пути модернизации технологических процессов. Некоторые разработки направлены на повышение эффективности холодильной системы: модификация процесса ConocoPhillips, для более эффективного извлечения пропана (IPSI), процесс дополнительной ректификации (SRP, Ortloff), процесс переохлаждения газа (GSP, Ortloff) и др.[1,2]

При производстве холода в установках НТК тратится значительное количество энергии. Данное обстоятельство вынуждает различные организации и предприятия, использующие холодильные установки, искать пути повышения их энергетической эффективности. Одним из путей повышения эффективности является снижение энергетических потерь, совершенствование процессов охлаждения, поступающего на переработку ПНГ, повышение эффективности, существующего оборудования. Охлаждение потока природного газа до более низкой температуры на установках НТК позволяет повысить эффективность процесса переработки ПНГ, путём повышения количества извлекаемых углеводородов и снижения сжигаемого на факелах газа.

Одним из путей повышения эффективности является снижение энергетических потерь, совершенствование процессов охлаждения, поступающего на переработку ПНГ, повышение эффективности, существующего оборудования, использование потенциала окружающей среды.

В рассматриваемой схеме холодильной установки в составе комплекса низкотемпературной конденсации используется пропан. Снижение температуры кипения пропана ниже $t_0 = -38\text{ }^{\circ}\text{C}$ невозможно из-за недопустимого режима работы турбокомпрессора. Добавление в пропан некоторого количества более низкокипящих углеводородов, например, этана позволяет при сохранении давления кипения на требуемом уровне получить более низкую температуру кипения.

Представленная на рис. 1 схема холодильной установки использует смесь углеводородов пропан/этан (R290/R170) в качестве рабочего тела. Рассматривалось применение смеси с различным массовым соотношением 80/20, 85/15, 90/10, 95/15 масс. %. При использовании смеси пропан/этан (R290/R170) концентрации 85/15 масс.% данный вариант схемного решения позволяет получить 2,24МВт холода от высококипящего хладагента на уровне $-42,5\text{ }^{\circ}\text{C}$ и 1,794МВт холода от низкокипящего хладагента на температурном уровне $-49,5\text{ }^{\circ}\text{C}$. Данная холодопроизводительность в суммарном своём значении составляет 4МВт, при принятой температуре окружающего воздуха $+30\text{ }^{\circ}\text{C}$. Отметим, что номинальная полезная холодопроизводительность ПХУ в цикле на пропане составляет 5,4МВт при изотерме кипения $-38\text{ }^{\circ}\text{C}$. Очевидно значительное снижение холодопроизводительности а также холодильного коэффициента, поскольку работа сжатия компрессора практически не изменилась. Причина кроется в том, что необходимо конденсировать низкокипящий хладагент исключительно за счёт внутреннего холода установки. Однако, в случае, если температура окружающего воздуха ниже либо равна $+6\text{ }^{\circ}\text{C}$, то низкокипящий хладагент можно полностью сконденсировать за счёт холода окружающего воздуха в аппаратах воздушного охлаждения (при давлении 1,5МПа, температура конденсации составляет $+16\text{ }^{\circ}\text{C}$).



1 – первая секция компрессора; 2 – вторая секция компрессора; 3 – воздушный конденсатор; 4 – сепаратор; 5 – конденсатор низкокипящего хладагента; 6 – переохладитель низкокипящего хладагента; 7 – воздушный переохладитель высококипящего хладагента; 8 – переохладитель высококипящего хладагента; 9 – регенеративный теплообменник; 10 – испаритель высококипящего хладагента; 11 – испаритель низкокипящего хладагента; 12 – промежуточный сепаратор конденсата

Рис.1 – Упрощённая схема холодильной установки с разделением хладагента на фракции

В этом случае холодопроизводительность установки возрастает до 5,9 МВт. Холодопроизводительность по низкокипящему хладагенту при этом останется прежней – 1,794МВт, а по высококипящему – возрастёт на величину холода, требовавшегося ранее на конденсацию низкокипящего хладагента. Иначе говоря – весь поток переохлаждённого высококипящего хладагента будет идти на испарение в испаритель полезной нагрузки.

На рис. 2(б) показана зависимость полезной холодопроизводительности испарителя высококипящего хладагента ($Q_{o,в}$) и испарителя низкокипящего хладагента ($Q_{o,н}$) от концентрации этана. Холодопроизводительность установки в данном случае составляет 3.8 – 4.2 МВт. В случае, если охлаждение потока низкокипящего хладагента осуществляется за счет условий окружающей среды, суммарная холодопроизводительность системы рисунок 2(а) возрастает на величину холодопроизводительности цикла переохлаждения, в этом случае холодопроизводительность находится в пределах 5.5 – 5.9 МВт.

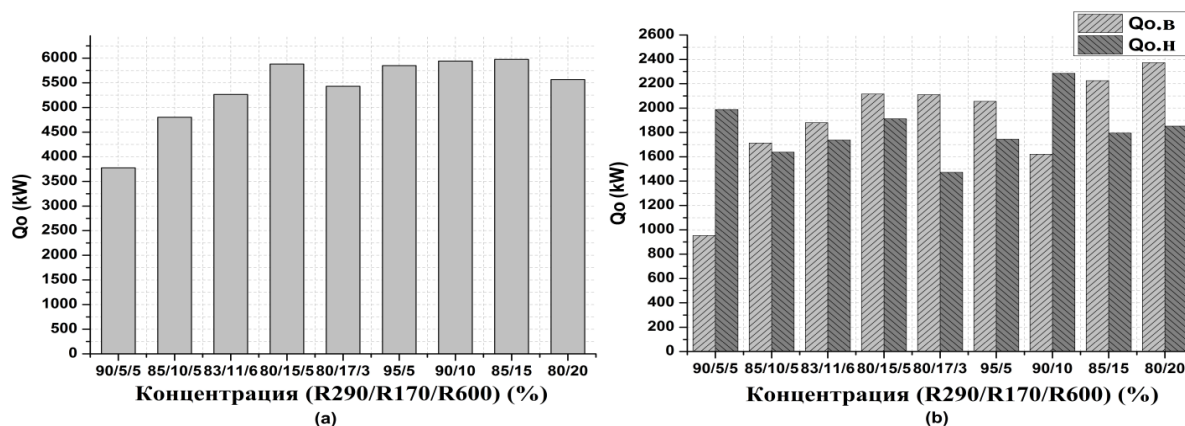


Рис. 2 – Зависимость полезной холодопроизводительности от концентрации этана

Проведен эксергетический анализ холодильной установки. Применение эксергетического анализа является более целесообразным для оценки потерь холодильной установки с двумя и более температурными уровнями.

Предыдущие исследования были направлены на определение величины эксергетических потерь аппаратов Воздушного охлаждения, а также на определение оптимальной концентрации смеси рабочего тела R170/R290. Оптимальной к использованию была определена концентрация смеси пропан/этан 85/15 масс %. Выбор объясняется более высокой холодопроизводительностью, и холодильным коэффициентом. Наименьшие эксергетические потери в АВО-Т/АВО-Л от теплообмена с окружающей средой наблюдаются при использовании смеси R170/R290 с большим содержанием этана, поскольку температура конденсации смеси пропан/этан понижается вместе с увеличением доли низкокипящего компонента в смеси[3].

Эксергетический метод термодинамического анализа используется для учета потерь энергии в холодильных установках за счет необратимого протекания реальных процессов. При этом фактическая работа, отдаваемая потребителю, сопоставляется с максимальным количеством работы, которую потребитель мог бы получить от термодинамической системы за счет ее внутренней энергии и подведенной к ней первичной энергии. Термодинамическая система может производить работу только при отсутствии равновесия между термодинамической системой и окружающей средой. Поэтому за конечное состояние системы для разомкнутого процесса принимается состояние равновесия с окружающей средой, имеющей температуру T_0 и давление p_0 .

При отсутствии атомных, магнитных, электрических эффектов и эффектов поверхностного натяжения, общая эксергия системы может быть разделена на четыре компонента: физическая эксергия E^ϕ , химическая эксергия E^x , кинетическая эксергия E^k , потенциальная эксергия $E^п$:

$$E = E^\phi + E^x + E^k + E^п \quad (1)$$

Уравнение 1 может быть выражено в удельном виде:

$$e = e^\phi + e^x + e^k + e^п \quad (2)$$

Для нашей системы величиной кинетической и потенциальной эксергии можно пренебречь, тогда уравнение (2) принимает вид:

$$e = e^\phi + e^x \quad (3)$$

Эксергия потока определяется максимальной теоретической работой, которую можно получить приведя поток к состоянию окружающей среды.

$$e^{\text{ш}} = (h - h_{\text{ок}}) - T_{\text{ок}} \cdot (S - S_{\text{ок}}), \text{ кДж/кг} \quad (4)$$

Где – $T_{\text{ок}}$ – температура окружающей среды, К; $h, h_{\text{ок}}$ – энтальпии потока при температуре и давлении потока и параметрах окружающей среды ($T_{\text{ок}}, P_{\text{ок}}$), кДж/кг; $S, S_{\text{ок}}$ – энтропия потока при температуре и давлении потока и параметрах окружающей среды ($T_{\text{ок}}, P_{\text{ок}}$), кДж/(кг · К); при этом скоростью движения рабочего можно пренебречь и для расчетов используется понятие удельной эксергии потока.

Химическая эксергия определяет эксергию вещества по отношению к окружающей среде. Химическая эксергия потока вещества определяется следующим образом:

$$e^{\text{х}} = \left(\frac{M_{\text{R290}}}{M_{\text{R290}}}\right) \cdot e_{\text{R290}}^{\text{х}} + \left(\frac{M_{\text{R170}}}{M_{\text{R170}}}\right) \cdot e_{\text{R170}}^{\text{х}} + \left(\frac{M_{\text{R600}}}{M_{\text{R600}}}\right) \cdot e_{\text{R600}}^{\text{х}}, \text{ кДж/кг} \quad (5)$$

Где - $M_{\text{R290}}, M_{\text{R170}}$ – мольные доли компонентов смеси, $e_{\text{R290}}^{\text{х}}$ – удельная химическая эксергия пропана, $e_{\text{R170}}^{\text{х}}$ – удельная химическая эксергия изобутана, $e_{\text{R600}}^{\text{х}}$.

Удельная эксергия каждого элемента системы определяется следующим образом:

$$e^{\text{эл}} = e^{\text{пр}} + e^{\text{ш}} \quad (6)$$

Где $e^{\text{пр}}$ эксергия подведенная к элементу системы, $e^{\text{ш}}$ эксергия отведенная от элемента системы, $e^{\text{л}}$ потери эксергии.

Эксергетическая эффективность элемента системы определяется следующим образом:

$$\eta_{\text{э}} = \frac{e^{\text{пр}}}{e^{\text{эл}}} = 1 - \frac{e^{\text{л}}}{e^{\text{эл}}} \quad (7)$$

Рассмотрим эксергетические потери в АВО, переохладителях высококипящего и низкокипящего хладагентов (ТА-Т, ТА-Л), а также регенеративном теплообменнике – РТО. В переохладителе высококипящего хладагента ТА-Т поток из сепаратора переохлаждается за счет испарения части этого же потока. Определим величину эксергетических потерь переохладителя высококипящего хладагента а также оптимальную концентрацию смеси R290/R170. Предыдущие исследования были направлены на определение эксергетических потерь аппарата воздушного охлаждения, также как и на определение оптимальной концентрации смеси рабочего тела R290/R170. Наиболее оптимальной была определена концентрация R290/R170 85/15 масс. %. Этот выбор объясняется более высокой холодопроизводительностью и коэффициентом преобразования.

Характеристики кривой для смеси R290/R170/R600 на рис. 3 (б) подобны рассмотренной ранее смеси пропан/этан. Концентрация смеси R290/R170/R600 80/17/3 масс. % имеет наименьшие эксергетические потери, хотя смесь концентрации 80/15/5 масс. % имеет большие преимущества для практического использования, такие как: холодопроизводительность на уровне R290/R170 85/15 масс. % при более высоком политропном КПД и холодопроизводительности низкокипящего компонента, к недостаткам можно отнести наибольшую потребляемую мощность второй секции турбокомпрессора.

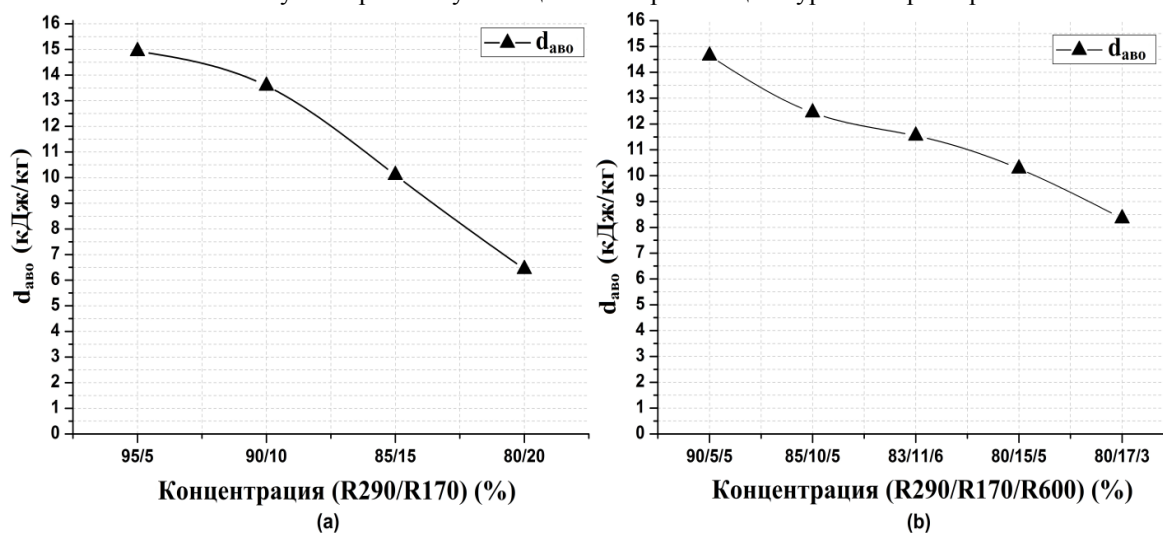


Рис. 3 – Эксергетические потери в аппарате воздушного охлаждения

Эксергетические потери в переохладителе высококипящего хладагента ниже при использовании хладагента R290/R170 концентрации 80/20 масс %, поскольку разность температур потока высококипящего хладагента идущего на переохлаждение в ТА-Т при данной концентрации ниже, также температура переохлаждающего потока ниже, однако стоит предположить, что при данной концентрации эксергетические потери от необратимости процесса теплообмена будут наибольшими.

Переохладитель низкокипящего хладагента ТА-Л представляет собой теплообменник типа "газ-газ" с нагревающей стороны поступают несконденсированные пары хладагента из сепаратора, которые могут быть охлаждены в аппарате воздушного охлаждения АВО-Л при соответствующих условиях окружающей среды. Охлаждающая сторона представляет собой часть потока высококипящего хладагента сдросселированного до давления кипения, после регенеративного теплообменника РТО-1.

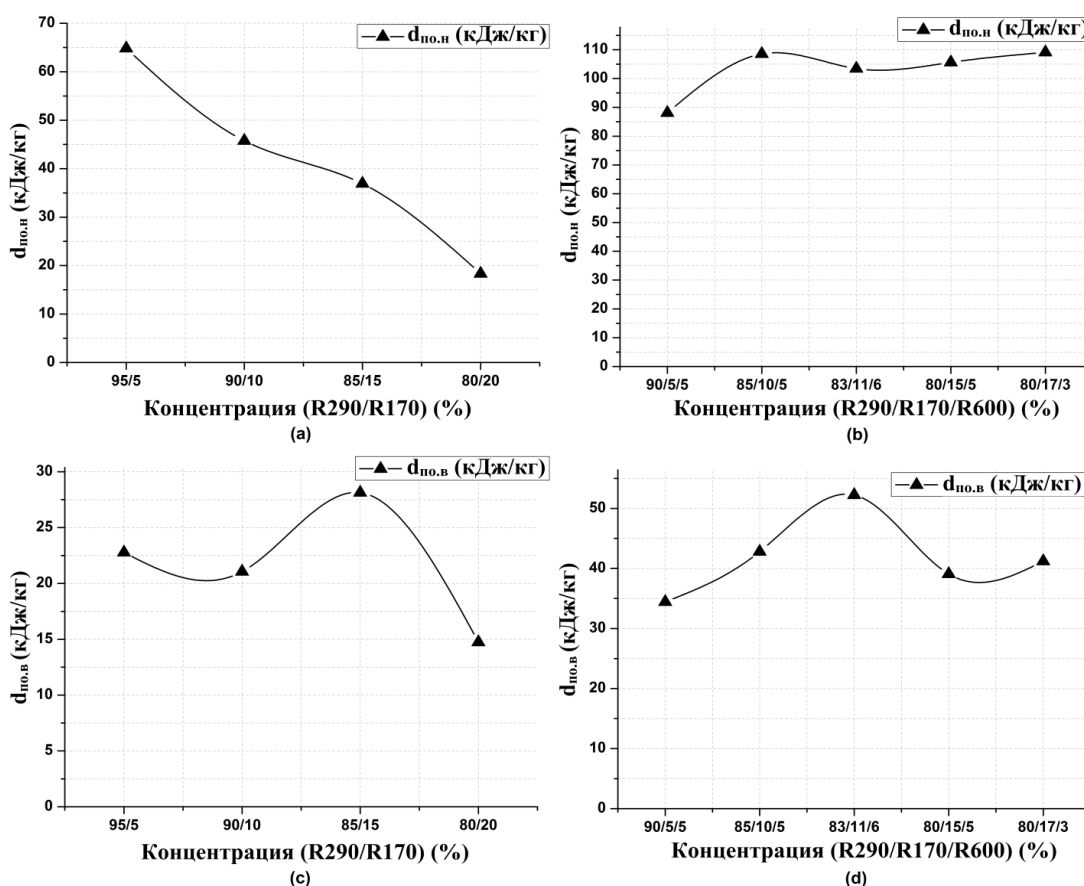


Рис. 4 – Эксергетические потери в переохладителе высококипящего хладагента ТА-Т $d_{\text{по.в}}$ и низкокипящего хладагента $d_{\text{по.н}}$, кДж/кг

На рис. 4(а, б) показаны эксергетические потери переохладителя низкокипящего хладагента при разных значениях концентрации смеси R290/R170 и R290/R170/R600. В случае охлаждения потока низкокипящего компонента за счет условий окружающей среды величина эксергетических потерь будет состоять из потерь от теплообмена и необратимых потерь от теплообмена с окружающей средой.

На рис. 4(с, d) показаны эксергетические потери в переохладителе высококипящего хладагента. Эксергетические потери в переохладителе высококипящего хладагента ниже при концентрации смеси R290/R170 80/20 масс %, поскольку разность температур между потоком высококипящего хладагента, поступающего на переохлаждение при данной концентрации ниже, однако при этом стоит предположить, что при данной концентрации потери эксергии от необратимости процесса теплообмена будут наибольшими. Эксергетические потери при применении смеси R290/R170/R600 наибольшие, из-за большей величины потерь из-за необратимостей теплообмена между потоками рабочих тел [4].

Эксергетические потери в переохладителе низкокипящего хладагента могут быть снижены на величину потерь в аппарате воздушного охлаждения АВО-Л, в случае если конденсировать поток низкокипящего хладагента после сепаратора за счет температуры окружающей среды.

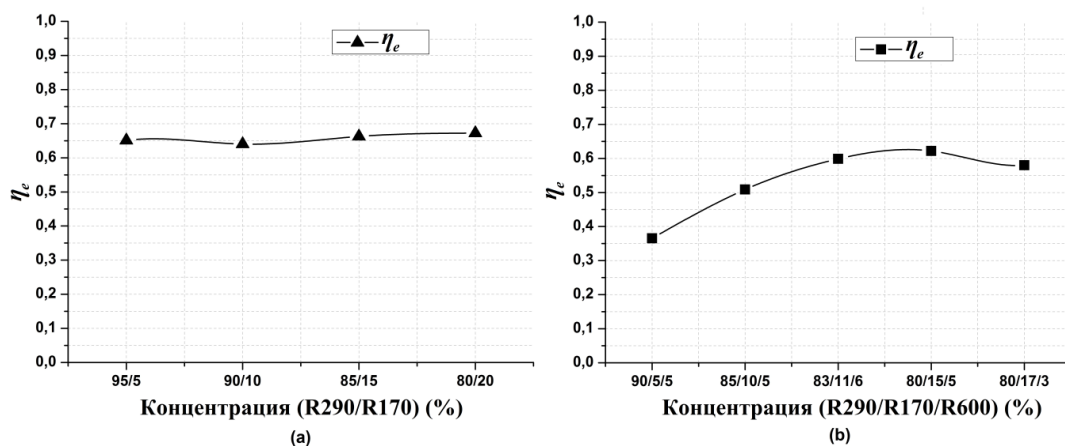


Рис. 5 – Зависимость эксергетического КПД холодильной установки в зависимости от концентрации этана в смеси пропан/этан

График изменения эксергетического КПД холодильной установки показан на рис. 5. Наибольшее значение эксергетического КПД наблюдается при использовании смеси R290/R170 80/20, 85/15 масс.%, и R290/R170/R600 80/15/5 масс.%. Наименьшее – при использовании смеси R290/R170/R600 90/5/5 масс. % и 85/10/5 масс.%. При этих значениях холодопроизводительность также наименьшая. Причина, по которой эффективность применения данных концентраций рабочего тела является низкой, заключается в том, что эксергетический КПД переохладителей низкокипящего и высококипящего потоков хладагента и аппаратов воздушного охлаждения является низкой, поскольку разность температур между потоком хладагента и температурой окружающей среды является сравнительно большой.

Повышение концентрации этана в смеси пропан/этан позволяет снизить эксергетические потери за счет теплообмена с окружающей средой в аппаратах воздушного охлаждения АВО, АВО-Т, АВО-Л, а также переохладитеle низкокипящего хладагента, поскольку температура конденсации смеси с большим содержанием низкокипящего хладагента (R290/R170 85/15 масс.% и 80/20 масс%) ниже.

Выбор оптимальной концентрации смеси R290/R170 позволяет снизить величину эксергетических потерь от необратимости теплообмена между потоками хладагентов в теплообменниках.

Данная статья представляет попытку привлечь внимание инженерного сообщества к рассмотрению возможности применения смеси углеводородов в качестве рабочего тела пропановой холодильной установки. Метод представленный в данной статье – анализ эксергетических потерь и характеристик холодильной установки. Результаты полученные при различных массовых соотношениях смеси R290/R170 и R290/R170/R600 подтверждают широко распространенный факт, что добавление низкокипящего углеводорода, например этана, может увеличить холодопроизводительность и эффективность холодильной установки. Следует также проанализировать и другие проблемы связанные с данными исследованиями. Например, следует проанализировать пути снижения энергопотребления установки.

Литература

1. J.T. Lynch, J.D. Wilkinson, H.M. Hudson, and R. N. Pitman (2003), "Process Retrofits Maximize the Value of Existing NGL and LPG Recovery Plants", Ortloff Engineers, Ltd. // 82-nd convention of Gas Processors Association.
2. Le-Gall, B. Laflotte (2005), "Compare the different options for NGL recovery from natural gas", Gas processing department, Technip, *Gastech 2005*
3. Остапенко А.В., Мартынюк М.О. Энергетическая эффективность установок низкотемпературной конденсации природного газа. / ОГАХ. – 2012
4. Бродянский В.М., Фратшер В., Михалек К. Эксергетический метод и его приложения // Москва, Энергоатомиздат. – 1988 – 288 с.
5. Шаргут Я., Петела Р., Эксергия. – изд. 2-е перераб. и доп. – М.: Энергия, 1968. – 288с., ил.
6. М.О Мартынюк. Применение смеси пропан/этан в пропановой холодильной установке / М.О Мартынюк, М.Г Хмельнюк, А.В. Остапенко // ОНАПТ. – 2011

РОЛЬ ПРИРОДНИХ СОРБЕНТІВ В ЗАБЕЗПЕЧЕННІ ЕКОЛОГІЧНОЇ БЕЗПЕКИ ВОДНИХ РЕСУРСІВ

Петрушка І.М. - д.т.н., доцент, Мальований М.С.,- д.т.н., професор
Національний університет «Львівська політехніка», Інститут екології, природоохоронної діяльності та туризму ім. В. Чорновола, кафедра прикладної екології та збалансованого природокористування, Львів.

Визначені перспективні напрями використання природних дисперсних сорбентів для очищення стічних вод від органічних барвників, розчинників та радіонуклідів. Запропонована класифікація методів модифікування монтморилонітових порід в залежності від виду та концентрації забрудників 2-4-го класу небезпеки та їх нейтралізації.

Identified promising areas of natural particulate sorbents for wastewater from organic dyes, solvents and radionuclides. The proposed classification method modification montmorillonit breeds depending on the type and concentration of the pollutant to neutralize pollutants 2-4th class of danger.

Ключові слова: сорбенти, адсорбція, барвники, розчинники, радіонукліди, екологічна безпека.

Вступ. Головними забруднювачами вод в Україні є хімічна промисловість та металургійний комплекс. Найнебезпечніші забруднювачі - нафтопродукти, солі важких металів, феноли і біогенні речовини. Масштаби забруднення мають наступний розподіл: промисловість – 65 %, сільське господарство – 16-20 %, комунальне – 18-20 %. В 2011 році у водні об'єкти надійшло 470 тон нафтопродуктів, 8350 тисяч тон сульфідів, 776 тисяч тон хлоридів, 60 тисяч тон нітратів.

Рівень очищення нормативно очищених вод розрахований на 1-й і 2-й клас якості води, проте внаслідок застарілого очисного обладнання, яке не розраховане на очищення висококонцентрованих стічних вод в річки скидається 5-й клас, внаслідок чого крива неякісного очищення стрімко іде вгору.

Накопичення токсичних складових стічних вод створює суттєву техногенну небезпеку водноресурсному потенціалу держави. Повною мірою це стосується і стоків, забруднених речовинами, які відносяться до 2-го-4-го класу небезпеки такі як органічні барвники, органічні розчинники та радіонукліди.

Зменшити концентрацію органічних речовин у стічних водах до гранично-допустимих можливо адсорбцією, зворотнім осмосом, ультрафільтрацією, електродіалізом, іонним обміном [1]. З стічних вод ефективно адсорбуються активованим вугіллям акрилонітрин, анілін, бензин, хлорбензол, циклогексан, крезол, фенол та інші органічні речовини [2, 3].

Поряд із синтетичними адсорбентами, які традиційно застосовуються у цих процесах (активоване вугілля, силікагелі, штучні цеоліти) в останній час проводиться ряд досліджень та практичних впроваджень, як адсорбентів природних дисперсних мінералів [4, 5, 6].

Одним з ефективних методів видалення забрудників з рідинного середовища, незалежно від їх хімічної стійкості є сорбційний метод – масообмінним процесом якого можна регулювати та прогнозувати. Зважаючи на еколого-економічні аспекти, використання природних дисперсних матеріалів в очисних технологіях набуває все більшої популярності за рахунок дешевизни та природних запасів в надрах України.

Мінерально-сировинна база України є достатньо ваговою у світовому вимірі, що підтверджує Закон України «Про затвердження загальнодержавної програми розвитку мінерально-сировинної бази України на період до 2030 року». Згідно з техніко-економічними розрахунками, приведеними в програмі, потреба в мінерально-сировинних ресурсах базується на освоєнні новітніх технологій.

До такої мінеральної сировини відносяться і природні сорбенти. Проте їх використання в природоохоронних технологіях (на прикладі бентонітових мінералів) є мізерно мале і складає близько 4% в порівнянні з іншими галузями промисловості (рис. 1).

Доцільність та перспективність використання природних сорбентів доведена працями таких вчених школи академіка Овчаренка Д.Р. (Тарасевич Ю. І., Манк В.В., Мельник Л.В.).

Завдяки ефективним методам регулювання геометричної структури та хімічної природи, пористій структурі та високорозвиненій поверхні такі мінеральні сорбенти як бентоніт, палигорськіт, глауконіт проявляють високі адсорбційні, каталітичні та іонообмінні властивості і здатні селективно вилучати з водних розчинів речовини різних класів, в тому числі і радіоактивні ізотопи. Економічна доцільність використання цих реагентів в різних технологічних процесах зумовлюється і наявністю в Україні великих промислових родовищ і невисокою вартістю мінералів.

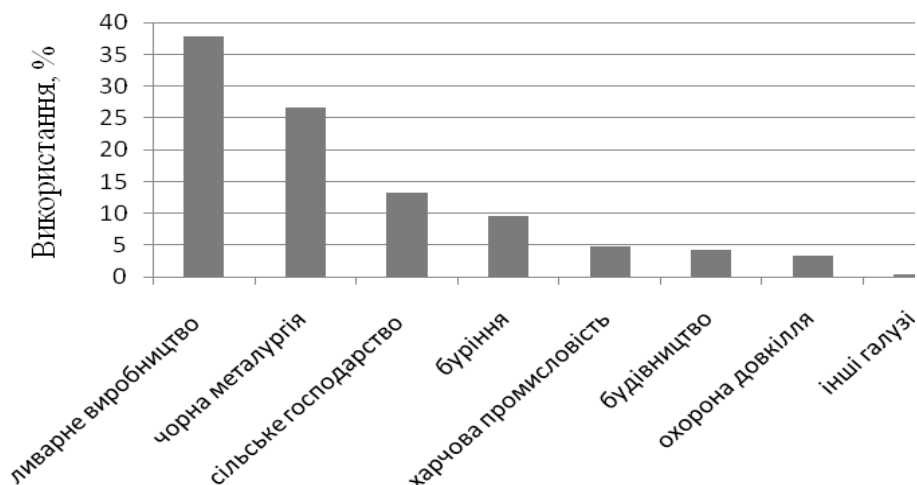


Рис. 1 – Масштабність використання монтморилонітових порід в промисловості

Проте на відміну від ряду авторів [7], ми вважаємо, що із відомих дисперсних сорбентів, як потенційні сорбенти слід розглядати глинисті мінерали, які здатні під впливом гідратації збільшувати розміри адсорбційних ємностей, що створює сприятливі умови для сорбції великих за розміром молекул. (на відміну від природних цеолітів, які мають жорсткий каркас). Як такі потенційні сорбенти нами розглядались бентоніти, глауконіти та палигорськіти.

На основі наведеного можна стверджувати, що дослідження скеровані на розширення спектру використання природних та модифікованих сорбентів для адсорбційного очищення стічних вод від забрудників 2-4 класу небезпеки, є актуальними і дозволяють мінімізувати екологічну небезпеку від забруднення гідросфери.

Мега роботи. Розроблення методичних засад перспективності використання природних сорбентів в екологічно безпечних технологіях очищення стічних вод від забрудників 2-4-го класу небезпеки, які суттєво відрізняються за своїми фізико-хімічними властивостями.

Експериментальна частина. Джерела забруднення стічних вод синтетичними барвниками як на підприємствах, де ці барвники виробляються, так і на підприємствах, де їх використовують в технологічних процесах, можна умовно розділити на 3 групи:

стічні води, які утворюються на стадіях фільтрування (виділення барвника у технологіях його отримання та відділення пофарбованої субстанції у технологіях фарбування;

стічні води, які утворюються від промивання технологічного обладнання;

поверхневі води, забруднення барвником яких створюється внаслідок промивання забруднених поверхонь.

Питомі об'єми стічних вод в різноманітних технологічних операціях фарбувально-обробних виробництв суттєво коливаються (коефіцієнт часової нерівномірності знаходиться в межах 1,2-3,0) і складають від 50 м³/т до 480 м³/т. Ці стічні води є складними гетерогенними системами, які містять суміші в різному фазово-дисперсному стані. Вони мають специфічний колір, ІК досягає 1:13*10³ і більше для відпрацьованих зафарбованих розчинів (рис.2).

Якщо ж аналізувати ситуацію екологічної безпеки в цілому, то слід зауважити, що в основному небезпека забруднення поверхневих вод України стічними водами, що містять синтетичні барвники, відноситься до басейну ріки Дніпро. Менша частина підприємств, які можуть виступати потенційними забрудниками поверхневих вод (і які зосереджені в Західній Україні), відносяться до басейну Дністра. В цілому ж кількість потенційних забруднювачів поверхневих вод стоками, що містять барвники досить значна, що підкреслює необхідність розроблення ефективних та недорогих в експлуатації технологій, які б дозволили очищати стоки від барвників та забезпечити екологічну безпеку України.



Рис. 2 – Основні стадії забруднення стічних вод органічними барвниками

До специфічної категорії забрудників стічних вод відносяться органічні розчинники, які в основному є безбарвними. Проведений моніторинг свідчить, що основними забрудниками є такі розчинники, як гексан, етилацетат, ізопропанол та циклопентанол (рис.3).

Для візуалізації даних щодо розміщення на Україні виробників та споживачів досліджуваних розчинників (а отже і локалізації стоків, забруднених цими розчинниками) нами використовувалась база даних «Незалежні виробники товарів та послуг» 2011 р., яка створена та розповсюджується російською компанією «Інформсистема». Дані візуалізації сформованої нами бази даних виробників та споживачів розчинників на карті України приведені на рис.3.

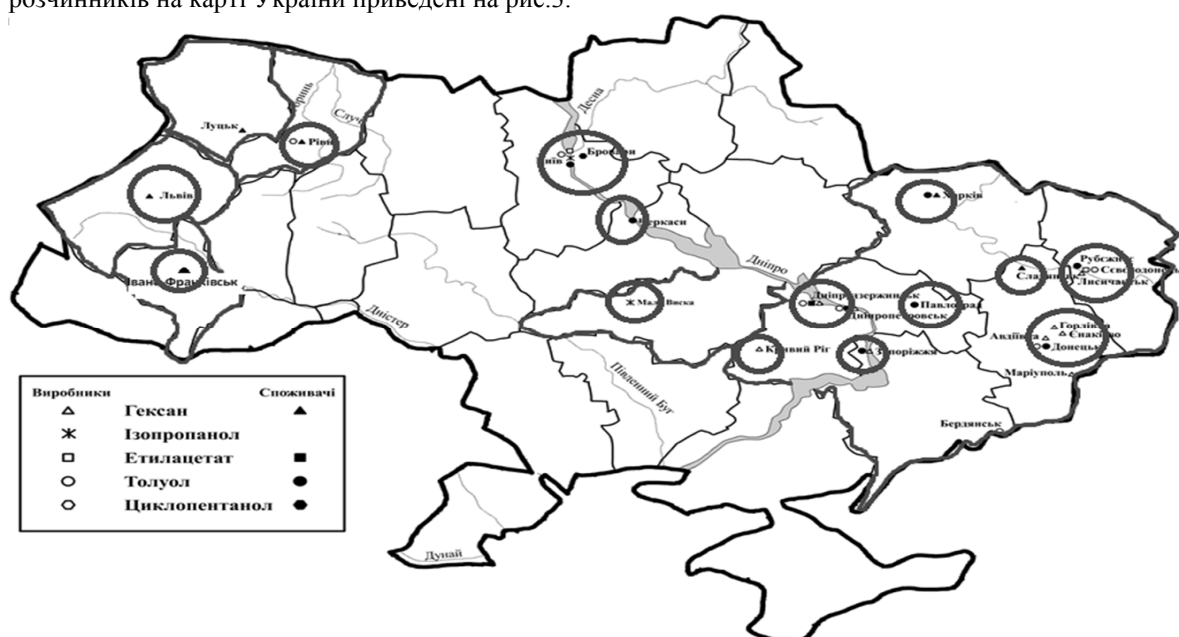


Рис. 3 – Моніторинг підприємств – виробників та споживачів розчинників в Україні

Аналіз даних, представлених на рис.3, свідчить, що виробники та споживачі досліджуваних органічних розчинників нерівномірно розміщені на території України. Відповідно нерівномірним в границях України є забруднення цими продуктами стічних вод в промислових масштабах. Практично вільною від забруднення органічними розчинниками є центральна частина України, південна її частина та Крим. Відносно мало промислових забруднювачів розташовано в Західній Україні, причому всі вони є монозабруднювачами.

Що відноситься до басейну Дніпра, то там знаходиться ряд підприємств, стоки яких забруднені органічними розчинниками, часто в композиції 2 чи 3 розчинники.

Результати проведеного моніторингу стоків, забруднених органічними забрудниками, свідчать про актуальність досліджень щодо розроблення та впровадження технологій очищення стоків від одного або декількох органічних розчинників – забруднювачів для забезпечення екологічної безпеки України.

Що стосується рідких радіоактивних відходів то потенційна радіоекологічна небезпека у регіонах України формується за рахунок діяльності таких підприємств, як зона відчуження Чорнобильської атомної електростанції (ЧАЕС); атомні електростанції; державне об'єднання „Радон” (УкрДО„Радон”), урановидобувна та переробна промисловість; навчальні та науково-дослідні установи з дослідницькими реакторами та нейтронними пришивидшувачами, медичні та промислові підприємства, що використовують у своїй діяльності джерела іонізуючого випромінювання.

На основі проведених моніторингових та експериментальних досліджень нами пропонується класифікація, в основі якої закладені шляхи використання природних та модифікованих природних сорбентів в залежності від виду та концентрації забрудника в стічних водах (рис. 4) [8, 9, 10].



Рис. 4 – Класифікація використання природних та модифікованих сорбентів в технологіях очищення стічних вод від забрудників 2-4-го класу небезпеки

Висновки. За результатами моніторингу забрудників стічних вод запропонована класифікація використання природних та модифікованих сорбентів в технологіях очищення стічних вод від забрудників 2 – 4 - го класу небезпеки, яка дозволяє вибрати не тільки оптимальний вид сорбенту для нейтралізації забрудника, але і один з способів модифікування монтморилонітових порід з метою підвищення ступеня сорбції і відповідно зменшення вторинного забруднення навколишнього середовища відпрацьованими сорбентами.

Література

1. Зинюк О.Р. Основи колористики і хімії барвників: курс лекцій. Під ред. О. Поліщука./ О.Р. Зинюк - ЛДУ ім. І. Франка: Львів, 1997.- 330с.
2. Jiahui Qu. Research progress of novel adsorption processes in water purification: A review // Journal of Environmental Sciences. – 2008. – Vol. 20. – p. 1–13.
3. Poroikov V./ Computer-aided prediction of biological activity spectra. Application for finding and optimization of new leads/ Poroikov V., Filimonov D //Rational Approaches to Drug Design, Eds. H.-D. Holtje, W.Sipl, Prous Science, Barcelona, 2002.- p.403-407.
4. Манк В.В. Про можливість використання природних дисперсних мінералів для відбілювання соняшникової олії / В.В. Манк, І.І. Марцін, Л.В. Фіалковська // Хімічна промисловість України. - 1997. - № 4. - С.30-33.

5. Овчаренко Ф.Д. Ионный обмен и поверхностные явления на дисперсных минералах/ Ф.Д. Овчаренко //В кн: Успехи коллоидной химии.- М.: Наука, 1973.-С.67-77.
6. M. Maliovanu Experience of using natural dispersiblis adsorbents of Ukraine for cleaning industrial drains/ M.Maliovanu, Y.Gumnitsky, M.Sannikov // Konferenciya "Mikrozanieczyszczenia w srodowisku w swietle przepisow unii europejskiej".- Ustron.- 2000.-P.90-93.
7. Троцький В.І. Використання хімічно – активованих цеолітів для поглинання високомолекулярних органічних сполук / В.І.Троцький, Я.М. Ханік, С.Г. Ягольник // Збірник тез II всеукраїнської науково-практичної конференції „Біотехнологія. Освіта. Наука.”: Львів, 6-8 жовтня 2004р. - С.76.
8. M.A. Petrova Sorption of Sr on Clay Minerals Modified with Ferrocyanides and Hydroxides of Transition Metals./ M.A. Petrova, I.M. Krip, A.G. Flowers, T.V. Shimchuk, I.M. Petryshka.// ISSN № 1066-3622 Radiochemistry.- 2008. Vol. 50. No.5. p.p. 502-507.
9. Петрушка И. М. Внешнедиффузионная кинетика адсорбции красителя анионного красного 8С на глауконите. /И.М. Петрушка, Я. М. Гумницкий, М.С. Мальований, //«Теоретические основы химической технологии» . Т. 47, №2 .-2013.- С.-191-195.
10. Петрушка І.М. Сумісний помел та кислотне модифікування бентонітів з ціллю отримання сорбента для очищення рідинних середовищ від органічних забрудників./ І. М. Петрушка, М. С. Мальований. //«Вісник Кременчуцького національного університету імені Михайла Остроградського» .-№ 2(73).-2012.- С.-167-170.

УДК 66.048.3

ИССЛЕДОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ ВНУТРЕННИХ КОНТАКТНЫХ МАССООБМЕННЫХ УСТРОЙСТВ ДЛЯ КОЛОН ОЧИСТКИ ЧЕТЫРЕХХЛОРИСТОГО ТИТАНА

Ульев Л.М., д-р техн. наук, профессор, Сулима А.Н., к-т техн. наук, ст. научный сотр.,
Соколов М.В., аспирант
Национальный технический университет «Харьковский политехнический институт», г. Харьков

В статье рассмотрена зависимость перепада давления на исследуемом контактном устройстве от скорости пара в свободном сечении тарелки. Были исследованы ситчатая, клапанная и тарелки с разным соотношением сита и клапанов.

The experimental investigation of pressure drop on contact device of sieve-valve tray was performed in this paper. The dependence pressure drop vs. steam velocity was received.

Ключевые слова: четыреххлористый титан, тетрахлорид ванадия, ректификация, колонна, ситчато-клапанная тарелка.

Введение. На протяжении нескольких последних десятилетий глубокой очистке тетрахлорида титана от примеси окситрихлорида ванадия уделяется постоянное внимание. Существует несколько способов очистки четыреххлористого титана [1]. Одним из таких способов является процесс ректификации.

Вследствие малой относительной летучести бинарной смеси $TiCl_4 - VOCl_3$ (система близка к идеальной, коэффициент разделения 1,22 [2]) применение ректификации требует колонн с большим числом тарелок. В работе [3] предложена схема полной очистки $TiCl_4$ с использованием только процесса ректификации. Разделительная установка представляет собой каскад из трех колонн с последовательно уменьшающимися диаметрами. Такая установка позволяет, по мнению авторов, полностью извлечь ванадий.

В работе [4] представляет собой каскад из четырех колонн, две колонны из которых работают в непрерывном режиме и две – в периодическом. Первая стадия предусматривает глубокую очистку технического тетрахлорида титана и предварительное концентрирование окситрихлорида ванадия. На второй стадии предполагается концентрирование ванадия с получением готового продукта. В результате был получен продукт, содержащий 99,0–99,9% окситрихлорида ванадия.

Следовательно, схема построенная на ректификационных методах позволяет выполнить очистку тетрахлорида титана и концентрирование окситрихлорида ванадия. Однако, существующие контактные устройства для колон ректификации мало эффективны и из-за высокого гидравлического сопротивления, применяемые колонные аппараты очень высоки.

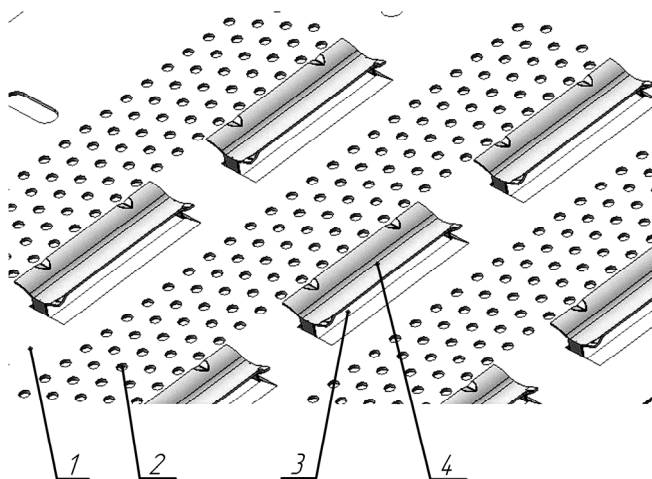
Таким образом, применение данной схемы требует дальнейшего исследования и развития этого метода очистки.

Постановка задачи Расчет гидравлического сопротивления является одним из составляющих гидродинамического расчета колонного аппарата, который влияет на высоту барботажного слоя, межтарельчатое расстояние, высоту переливного устройства [5, 6, 7]. Гидравлическое сопротивление любого вида тарелок определяется тремя величинами: сопротивлению сухой тарелки; сопротивлению газо-жидкостной смеси на тарелке; сопротивлению поверхностной пленки, перекрывающей выходные отверстия [8]. В большинстве случаев потерей напора, обусловленной действием сил поверхностного натяжения жидкости можно пренебречь [5]. Данная работа посвящена изучению первой составляющей – сопротивлению сухой тарелки, для последующей возможности использовать полученные данные в расчетах.

Величина гидравлического сопротивления контактных тарелок является одним из важнейших параметров, значение которого позволяет оценить энергетические затраты на проведение процесса разделения и определить возможность применения конкретной конструкции тарелок в колонных аппаратах.

Описание работы исследуемого образца тарелки. Широкое промышленное применение получила тарелка с прямоточно-перекрестным взаимодействием фаз на тарелке [9]. Сочетание клапанов новой конструкции и ситчатых отверстий на рабочей площади тарелки позволяют создать устойчивый гидродинамический режим работы контактных устройств в широком диапазоне изменения нагрузок по контактирующим жидкой и паровой фазам. Это обеспечивает эффективную работу аппарата при существенном изменении расхода питания, что особенно актуально при отсутствии возможности производств работать при постоянной производительности. Широкий диапазон устойчивой работы обусловлен переменным сечением тарелки для прохода паров при изменении паровой нагрузки и небольшим изменением уровня жидкости по всей площади тарелки.

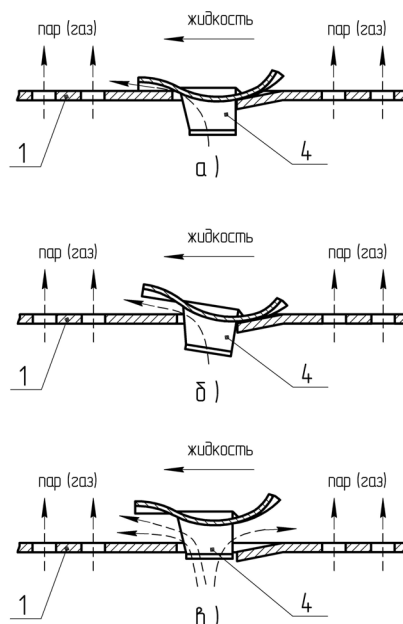
Контактная тарелка представлена на рисунке 1.



1 – основание тарелки; 2 – отверстия сита; 3 – отверстия под клапан; 4 – клапан

Рис. 1 – Ситчато-клапанная тарелка

Контактная тарелка работает следующим образом (рис. 2). Жидкость, поступающая из перелива, движется по основанию тарелки 1 в сторону сливной планки. Пар (газ) при небольшом количестве проходит в основном через отверстия сита 2 и контактирует с жидкостью. Клапана 4 при этом закрыты (рис. 2а) и пар (газ) проходит через них в незначительных количествах по направлению движения жидкости благодаря углублениям. Тарелка при этом работает как ситчатая. При увеличении количества пара (газа) клапана 4 начинают открываться в сторону движения жидкости (рис. 2б). Поток пара (газа) выходящий из-под клапанов 4 подталкивает жидкость в сторону сливной планки. При дальнейшем увеличении количества пара (газа) клапана 4 открываются полностью (рис. 2в). Конструкция клапана 4 разработана таким образом, чтобы количество пара (газа) выходящая из-под клапанов 4 по направлению движения жидкости по основанию тарелки 1 всегда было больше, чем против движения.



а – клапан закрыт; б – начало открытия клапана; в – клапан открыт полностью; 1 – основание тарелки; 2 – отверстия сита; 3 – отверстия под клапан; 4 – клапан

Рис. 2 – Схема работы ситчато-клапанной тарелки

Получение и обработка экспериментальных данных. Испытания проводили на стенде с прямоугольным коробом [10], работающий на системе вода – воздух при нагрузке по жидкости от 1 до 40 м³/ч и скорости воздуха в сечении колонны 0,5 – 2,2 м/с. На данном стенде предусмотрено измерение перепада давления на диафрагме подачи воздуха, расход жидкости, температур воды и воздуха на входе и выходе из колонны, перепад давления на исследуемой тарелке, высота столба светлой жидкости по длине тарелки.

Перепад давления на диафрагме трубы подачи воздуха и контактном устройстве измерялись с помощью водяных U-образных дифманометров.

В данной работе исследования проводились без подачи жидкости. Чтобы в полной мере оценить перепад давления на сухой тарелке.

Были испытаны тарелки пяти модификаций: ситчатая с диаметром отверстия сита 5 мм, клапанная (с прямоугольным волнообразным клапаном) и три контактных тарелки с различным соотношением сито-клапан. Более подробные конструктивные параметры, исследуемых образцов представлены в таблице 1.

Таблица 1 – Характеристики исследуемых образцов тарелок

	Свободное сечение тарелки, м ²	Число клапанов	Число отверстий	Относительное свободное сечение тарелки, %	Диаметр отверстия сита, мм
Ситчатая тарелка	0,0696	–	2464	11,60	5
Клапанная тарелка	0,0375	30	–	6,25	
Ситчато-клапанная тарелка, мод.1	0,1095	24	2816	18,26	5
Ситчато-клапанная тарелка, мод.2	0,0628	30	896	10,47	5
Ситчато-клапанная тарелка, мод.3	0,0502	30	448	8,36	5

В результате испытаний был произведен замер перепада давления на исследуемом контактном устройстве при различной скорости воздуха в отверстиях тарелки.

Полученные опытные данные (рис. 3) свидетельствуют о том, что сопротивление ситчато-клапанных тарелок растет незначительно с увеличением паровой нагрузки в свободном сечении тарелки. Точка более резкого перегиба соответствует моменту полного открытия клапанов. При дальнейшем росте

паровой нагрузки сопротивление тарелки увеличивается более интенсивно и зависимость стремится к квадратичной.

Обработку полученных данных будем проводить в программе Statistica 6.1.

Для регрессионной обработки данных выразим перепад давления через коэффициент сопротивления сухой тарелки (1) [6, 5], а скорость в свободном сечении через число Рейнольдса (2) [5, 8]:

$$\xi = \frac{2 \cdot g \cdot \Delta P}{\rho \cdot w_0^2} \quad (1)$$

где ξ – коэффициент сопротивления сухой тарелки;

g – ускорение свободного падения, м/с²;

ΔP – перепад давления на тарелке, мм вод. ст.;

ρ – плотность воздуха, кг/м³;

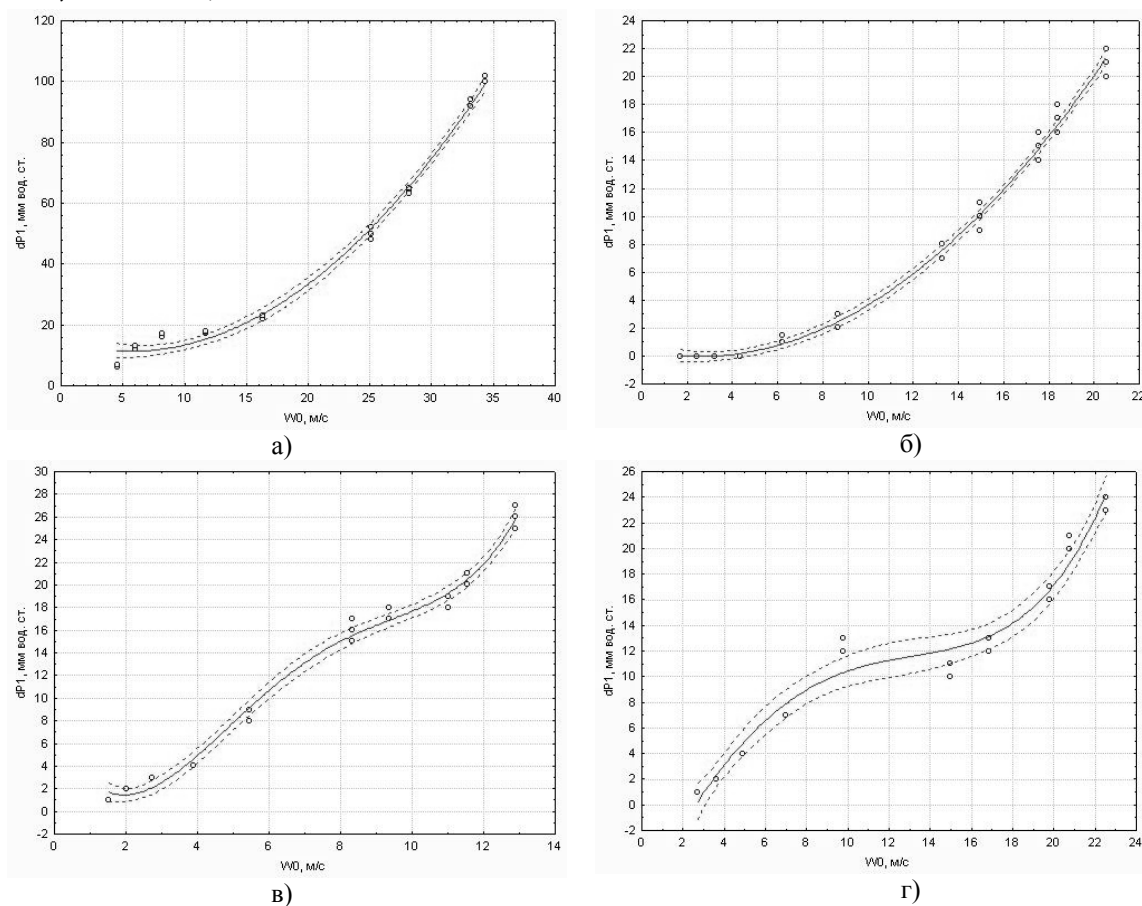
w_0 – скорость воздуха в свободном сечении тарелки, м/с.

$$Re = \frac{\rho \cdot w_0 \cdot d_y}{\mu} \quad (2)$$

где Re – число Рейнольдса;

d_y – эквивалентный диаметр тарелки, м;

μ – вязкость, Па·с.



а – клапанная тарелка; б – ситчатая тарелка; в – ситчато-клапанная тарелка мод. 1; г – ситчато-клапанная тарелка мод. 2

Рис. 3 – Зависимость перепада давления от скорости воздуха в свободном сечении колонны. Сухая тарелка

В случае тарелок с постоянным свободным сечением (ситчатая тарелка) сопротивление сухой тарелки вызвано потерей напора газового (парового) потока на внезапное сужение и расширение потока, трением его в канале контактного элемента, то в случае тарелок с наличием клапанов добавляется

сопротивление, обусловленное уравниванием опрокидывающего момента от собственного веса клапана.

Изменение коэффициента сопротивления от числа Рейнольдса представлена на рисунке 4.

В качестве уравнения регрессии выбрана полиномиальная функция с различной степенью полинома и доверительным интервалом 95%.

По данным зависимостям получены регрессионные уравнения (3–7) для клапанной, ситчатой и ситчато-клапанной тарелок модификаций 1, 2, 3, соответственно:

$$\xi_y = 2,9225 - 41273 \cdot 10^{-5} \cdot Re + 2,5288 \cdot 10^{-10} \cdot Re^2 \quad (3)$$

$$\xi_y = -0,0906 + 7,1396 \cdot 10^{-5} \cdot Re - 3,3657 \cdot 10^{-9} \cdot Re^2 \quad (4)$$

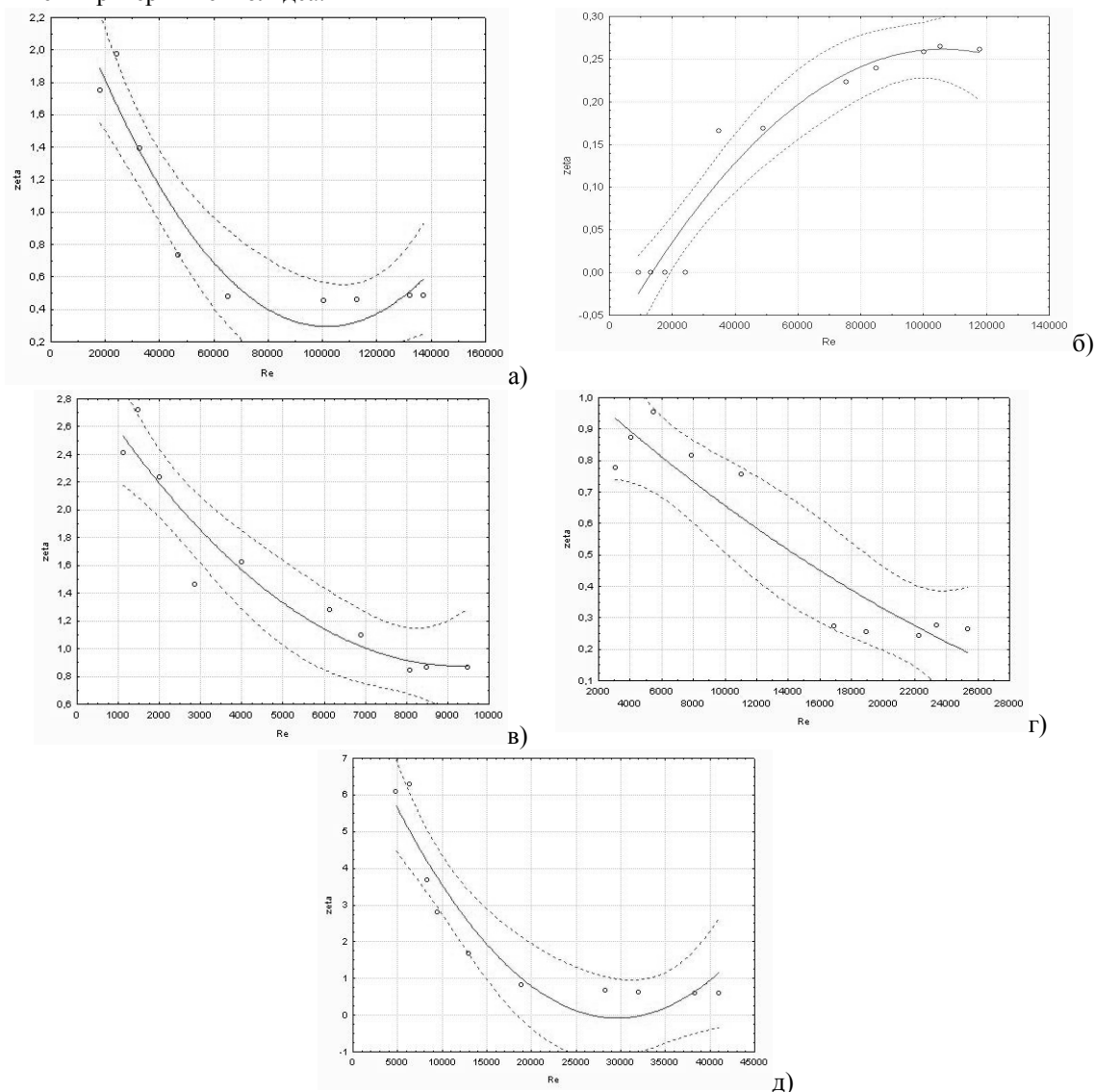
$$\xi_y = 3,0155 - 5 \cdot 10^{-4} \cdot Re + 2,4917 \cdot 10^{-8} \cdot Re^2 \quad (5)$$

$$\xi_y = 1,0695 - 4,5557 \cdot 10^{-5} \cdot Re + 4,2751 \cdot 10^{-10} \cdot Re^2 \quad (6)$$

$$\xi_y = 9,0213 - 6 \cdot 10^{-4} \cdot Re + 1,0407 \cdot 10^{-8} \cdot Re^2 \quad (7)$$

где ξ_y – коэффициент сопротивления сухой тарелки;

Re – критерий Рейнольдса.



а – клапанная тарелка; б – ситчатая тарелка; в – ситчато-клапанная тарелка мод. 1;
г – ситчато-клапанная тарелка мод. 2; д – ситчато-клапанная тарелка мод. 3

Рис. 4 – Зависимость коэффициента сопротивления от числа Рейнольдса. Сухая тарелка

По уравнению (8) найдем относительную квадратичную ошибку результативного признака от выравненных значений:

$$\varepsilon = \sqrt{\sum_{i=1}^n \frac{1}{n} \cdot \left(1 - \frac{\xi_{p_i}}{\xi_{y_i}}\right)^2} \quad (8)$$

где ε – относительная квадратичная ошибка;

n – объем выборки;

ξ_y – коэффициент сопротивления сухой тарелки по экспериментальным данным.

Относительная квадратичная ошибка составила для клапанной тарелки – 0,2676; ситчатой – 0,00425; и ситчато-клапанных тарелок модификаций 1, 2, 3, соответственно – 0,4873; 0,2729; 0,473.

В результате исследований было доказано что клапан в ситчато-клапанной тарелке устанавливается в три режима: 1-й – клапаны закрыты полностью, 2-й – клапаны совершают колебательные движения (динамический режим) и 3-й – клапаны открыты полностью (статический режим).

Из графиков на рисунке 3 видно, что критическая точка – точка перегиба, характеризует переход от динамического режима работы клапанов к стационарному.

Вывод

Получены зависимости для расчета перепада давления ситчатой, клапанной и ситчато-клапанной тарелок, которые лягут в основу уточнения существующих методик расчета ситчато-клапанной тарелки. А регрессионные уравнения послужат для создания математической модели исследуемого процесса.

Литература

1. Войтович Б.А., Барабанова А.С. Физико-химические основы разделения продуктов хлорирования титансодержащих материалов. – К.: Наукова думка, 1969. – 608 с.
2. Нисельсон Л.А., Соколова Т.Д. Исследование фазового равновесия жидкость-пар в системах, образуемых $TiCl_4$, $VOCl_3$ / Журнал неорганической химии. – 1961. – № 7, т. 6. – С. 1645-1651.
3. Нисельсон Л.А., Якутов А.С., Логинов А.Б., Кондратьев В.П., Чепрасов И.М., Попов В.Д. Об очистке тетраоксида титана от ванадия ректификацией / Изв. АН СССР: Металлы. – 1968. – № 4. – С. 69-79.
4. Титов Л.Л., Брыков В.П., Брыкова Л.В. Очистка четыреххлористого титана и концентрирование хлорокси ванадия ректификацией / Химическая промышленность сегодня – М.: РХТУ, 2010. – 38–43 с. – №6
5. Александров И.А. Ректификационные и абсорбционные аппараты. Методы расчета и основы конструирования. – М.: Химия, 1978. – 280 с.
6. РТМ 26-01-79-76. Аппараты колонные тарельчатого типа с тарелками с двумя зонами контакта фаз. Метод технологического расчета. Разработан УкрНИИхиммаш – Москва, 1976 – 18 с.
7. РТМ 26-01-12-67. Методика расчета колонных аппаратов общего назначения с нормализованными тарелками. Разработан УкрНИИхиммаш. – Харьков, 1967 – 172 с.
8. Стабников В.Н. Ректификационные аппараты. Расчет и конструирование. – М.: Машиностроение, 1965. – 356 с.
9. Пат. 37334 Украина, МПК В 01 D 3/14. Контактная тарелка для массообменных аппаратов / Сулима А.Н., Шепотько И.П., Данилов Д.Ю., Галактионов В.В.; заявитель и патентообладатель Сулима А.Н. – u200807616; заявл. 03.06.2008; опубл. 25.11.2008, Бюл. № 22
10. Соколов М.В., Ульев Л.М., Сулима А.Н. Разработка экспериментального оборудования для создания эффективных контактных устройств ректификационных колон / Інтегровані технології та енергозбереження. – Х: НТУ «ХПИ», 2012. – № 3 – С. 55 – 59.

ПЕРСПЕКТИВЫ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ СБРОСНОГО ТЕПЛА ХОЛОДИЛЬНЫХ УСТАНОВОК ПРЕДПРИЯТИЙ ПИЩЕВОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ

Болдырев С.А., к.т.н, доцент, Гарев А.О., ассистент, Капустенко П.А., к. т. н., профессор,
Перевертайленко А.Ю., ст. научн. сотр.
Национальный технический университет “Харьковский политехнический институт”
г. Харьков

Рассмотрены возможности использования сбросного тепла конденсаторов холодильных установок ряда предприятий пищевой промышленности с помощью теплонасосных технологий.

The possibilities of waste heat use of food industries refrigeration units condenses with heat pumps technologies are discussed.

Ключевые слова: сбросное тепло, конденсатор, температурный потенциал, аммиак.

Анализ производственных процессов ряда отраслей пищевой промышленности Украины указывает на типичность структуры схем энергопотребления предприятий. Тепловая энергия к процессам подводится горячими утилитами, которые обеспечиваются теплогенерирующим узлом, например, котельной. Многие технологические процессы проходят при достаточно низких температурах, что может быть обеспечено только низкотемпературными холодными утилитами, которые готовятся с помощью холодильных установок парокомпрессионного типа. Тепло, отданное в испарителе холодильной установки, в конечном счете, передается в конденсаторе охлаждающей среде, оборотной воде или потоку воздуха:

$$Q_K = Q_{EV} + W, \quad (1)$$

где Q_{EV} – тепло, отданное в испарителе; W – работа, затраченная на сжатие паров хладагента в компрессоре.

В существующих холодильных системах предприятий пищевой промышленности Украины за редким исключением это тепло не используется, то есть выбрасывается в окружающую среду. Среди холодильных установок предприятий пищевой промышленности Украины в настоящее время преобладают аммиачные холодильные установки. Аммиак (R717) обладает благоприятными для его использования в качестве хладагента теплофизическими свойствами [1, 2], не разрушает озоновый слой ($ODP = 0$) и не оказывает прямого действия на увеличение парникового эффекта. Резкий запах, присущий аммиаку, является хорошим индикатором его утечки. Негативными свойствами аммиака являются его токсичность и взрывоопасность.

Пары аммиака после испарителя поступают в компрессоры, где происходит их сжатие до $10 - 15 \text{ кг/см}^2$. Как известно [1], пары аммиака после сжатия имеют существенный перегрев, температура паров после сжатия достигает $90 - 120 \text{ }^\circ\text{C}$. Охлаждение перегретых паров аммиака происходит в предконденсаторах, либо в самих конденсаторах, однако это тепло не используется:

$$Q_{DSH} + Q_{Cond} = Q_{сброс}, \quad (3)$$

где Q_{DSH} – количество тепла, отданное перегретыми парами аммиака при их охлаждении до температуры насыщения; Q_{Cond} – количество тепла, отданное при конденсации насыщенных паров аммиака.

Количество сбросного тепла холодильной установки может быть сопоставимо с количеством тепловой энергии, вырабатываемой котельной; тем не менее, температурный потенциал её в основном невысок, поскольку температура конденсации насыщенных паров аммиака при давлении сжатия составляет $27 - 35 \text{ }^\circ\text{C}$. Количество тепла, отведенное от перегретых паров аммиака при их охлаждении до температуры насыщения составляет около $15 - 20 \%$ всей тепловой нагрузки на узел конденсации, однако температурный потенциал этого тепла существенно выше, $80 - 120 \text{ }^\circ\text{C}$. Использование этого тепла для подогрева воды на водоподготовку котельной, либо для подогрева воды на санитарно-технологические нужды подробно рассмотрено в работах [3, 4]. В работе [5] описана конструкция узла охлаждения перегретых паров аммиака на базе полуразборного пластинчатого теплообменника для одного из сыродельных заводов Харьковской области. Показана возможность нагрева воды до $50 - 60 \text{ }^\circ\text{C}$. Тепло паров аммиака после охладителя паров аммиака снимается в конденсаторе охлаждающей оборотной водой, либо воздухом. Проанализируем структуру производств, пользуясь данными,

приведенными в [6]. Можно выделить ряд производств, которые используют процессы, проходящие при температурах 30 – 170 °С и процессы, проходящие при температурах ниже 0 °С. Проведение последних обеспечивается холодильными установками, в основном аммиачными. Процессы, проходящие при температурах выше 30 °С, можно условно разделить на три большие группы:

- с невысоким температурным потенциалом 30 – 50 °С (водоподготовка котельной, горячая вода на сычужное свертывание молока и др.);
- с умеренным температурным потенциалом 50 – 70 °С (горячая вода на санитарно-технические и бытовые нужды, некоторые стадии в производстве определенных сортов сыра, отопление и т.д.);
- с повышенным температурным потенциалом 70 – 95 °С (пастеризация и аналогичные виды термообработки, отопление при минимальных температурах наружного воздуха, некоторые процессы сушки и др.);
- с высоким температурным потенциалом, более 100 °С (стерилизация, ультравысокая температурная (УВТ) обработка продуктов, ряд процессов сушки и др.).

Для проведения процессов с повышенным и высоким температурным потенциалом в качестве греющей среды широко используется водяной пар.

Таким образом, использование температурного потенциала конденсации аммиака в конденсаторе существующих аммиачных холодильных установок пищевых ограничено для производственных и вспомогательных процессов. В работах [4, 5] рассмотрена возможность повышения температурного потенциала процесса конденсации, что достигается дополнительным компримированием паров аммиака. По данным, приведенным в [5] сжатие паров аммиака до 2,7 МПа позволит достичь температуры конденсации $t_k = 61$ °С, что позволит интегрировать тепло, снятое в конденсаторе лишь для процессов с умеренным температурным режимом. Конденсатор существующей аммиачной холодильной установки представляет собой не что иное, как источник низкопотенциального сбросного тепла, которое может быть использовано в тепловом насосе более высокого уровня, то есть сбросное тепло конденсатора аммиачной холодильной установки передается в испаритель теплового насоса более высшего уровня, как это показано на рис. 1.

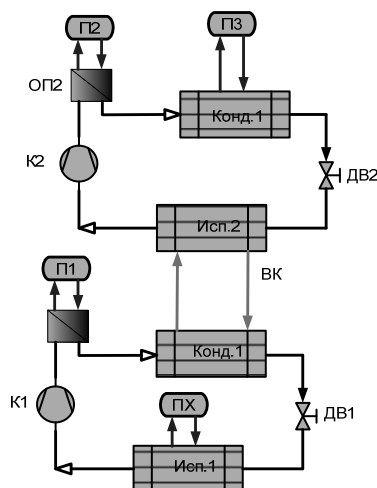


Рис. 1 – Схема использования низкопотенциального тепла конденсатора аммиачной холодильной установки

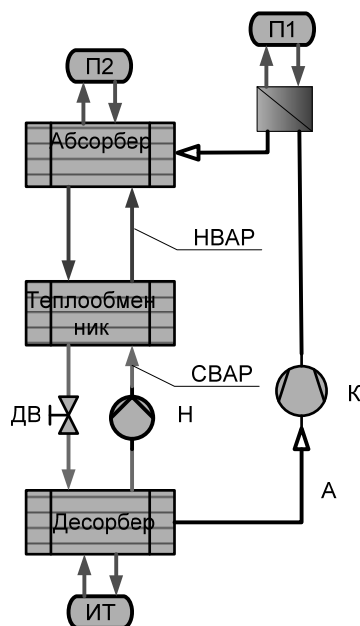
На рис. 1. Исп. 1 – испаритель существующей аммиачной холодильной установки; Исп. 2 – испаритель теплового насоса второго уровня; ОП1 – охладитель паров аммиака существующей установки; ОП2 – охладитель перегретых паров хладагента теплового насоса второго уровня; ДВ1 и ДВ2 – дроссельные вентили; К1 и К2 – компрессоры; П1, П2 и П3 – процессы-потребители тепла; ПХ – процессы –потребители холода; ВК – водяной контур.

При проектировании теплового насоса второго уровня, прежде всего необходимо определить температурный потенциал и теплопотреблении процесса П3, а затем подобрать рабочее тело. Зададимся температурным потенциалом процесса $t_3 = 85$ °С, следовательно, температура конденсации рабочего тела в конденсаторе 2 должна быть не менее 90 °С. Проанализируем применение некоторых рабочих тел для парокомпрессионных тепловых насосов. Высокотемпературный фреон R114 в настоящее время не применяется согласно Монреальскому протоколу о веществах, разрушающих озоновый слой Земли [7]. Фреон R134a, применяющихся в тепловых насосах, имеет очень малую величину $ODP = 1,5 \cdot 10^{-5}$, но сра-

внительно большую величину $GWP = 1300$, кроме того, конденсация насыщенных паров R134a при $t_3 = 90\text{ }^\circ\text{C}$ происходит при давлении, равном 33 кГ/см^2 , что существенно повышает стоимость оборудования теплового насоса второго уровня. Этим же недостатком обладают высокотемпературные тепловые насосы, использующие в качестве рабочих тел аммиак и двуокись углерода.

В последнее время все большее внимание привлекается к так называемым гибридным тепловым насосам, сочетающим преимущества пароконденсационных и абсорбционных тепловых насосов [8, 9], которые прошли лабораторные испытания и уже внедрены на нескольких предприятиях пищевой промышленности [10]. В качестве рабочего тела, в частности применяется водоаммиачная смесь, что дает возможность в зависимости от состава обеспечивать температуры до $90 - 100\text{ }^\circ\text{C}$, при давлениях не более

20 бар. Принципиальная схема гибридного теплового насоса, работающего на водоаммиачном рабочем теле, приведена на рис. 2



*А – пары аммиака; СВАР - слабый водоаммиачный раствор;
НВАР – насыщенный водоаммиачный раствор; К – компрессор; Н – насос СВАР;
П1, П2 – потребитель тепла; ДВ – дроссельный вентиль; ИТ – источник тепла;
ОП – охладитель перегретых паров аммиака*

Рис. 2 – Схема гибридного теплового насоса

Рабочее тело гибридного теплового насоса представляет собой смесь рефрижеранта (аммиак) и абсорбента (вода). В десорбере происходит испарение большей части аммиака, пары которого сжимаются в компрессоре К и подаются в абсорбер, где смешиваются со слабым водоаммиачным раствором, подаваемым насосом Н и подогретом в рекуперативном теплообменнике насыщенным в абсорбере водоаммиачным раствором. Тепло сжатия паров аммиака и тепло абсорбции слабого водоаммиачного раствора используется потребителем.

Таким образом, можно достигнуть температур, соответствующих процессам пищевых производств с повышенным температурным потенциалом без существенного повышения давления в тепловом насосе второго уровня.

Выводы

Предложенный подход в сочетании с утилизацией тепла перегретых паров аммиака аммиачной холодильной машины может существенно сэкономить горячие утилиты, вырабатываемые котельными предприятий, и, следовательно, потребление топлива.

Литература

1. Morrison L.H., Duus H.C. Refrigeration systems applied to demands of modern industry. "Chemical & Metallurgical Engineering", 1932, 9, No.4, p. 228–233.
2. Calm J.M. ARYI Refrigeration Database– V.1. Single Compound Refrigerants.: DoE/CE/ 23810 – 105, Sept. 1999, 578 pp.

3. Panno G., Auguanno S., Messineo A., Panno D., Ammonia heat pump for energy saving in food industrial process :the case of cheese factory.– IIR Conference:Ammonia Refrigeration Systems, Renewal and Improvement, Ohrid, 2005.
4. Petro O. Kapustenko, Leonid M. Ulyev, Stanislav A. Boldyryev, Andrey O. Garev. Integration of a heat pump into the heat supply system of a cheese production plant. Energy 33 (6), 2008, 882–889.
5. Товажнянський Л.Л., Гарев А.О., Арсеньєва О.П., Перевертайленко А.Ю. Перспективи використання високоєфективних пластинчатих теплообмінних апаратів при інтеграції теплонасосних технологій в промислові холодильні цикли.– «Інтегровані технології та енергозбереження», 2008, №4, с. 33–42.
6. Л.Л. Товажнянський, С.І. Бухкало, П.О. Капустенко, О.П. Арсеньєва, О.І. Ольховська, Є.І. Орлова. Загальна технологія харчової промисловості у прикладах і задачах. – Київ, «Центр учбової літератури», 2011, 832 с.
7. The Montreal Protocol on Substances that Deplete the Ozone Layer.-UNEP Ozone Secretariate UN Environmental Programme, publ. 2000, 54 pp.
8. Infante Ferreira C.A., Zaytsev D. Experimental Compression-Resorption Heat Pump for Industrial Application.- International Refrigeration and Air Conditioning Conference, 2002, Paper 601, 8 pp.
9. Brondum P., Markussen M., Reinholdt L. Utilization of industrial low-grade waste heat by means Of new emerging high-temperature heat pumps. – 4th IIR Conference: Ammonia Refrigeration Technology, Ohrid, 2011, 8 pp.
10. Horntvedt B. Unikt industrianlegg: Ny Norsk hybrid varmpumpe. ”Kalde Scandinavia”, 2004, №1, p. 6,8.

АЛФАВІТНИЙ ПОКАЖЧИК

- Анісімов В.В. 97
Арсеньєва О.П. 40
Артюхов А.С. 87
Артюхова Н.О. 94
Атаманюк В.М. 142
Бабак Т.Г. 131
Балабан С.М. 48
Беляновская Е.А. 150
Болдырев С.А. 201
Борщ А.А. 44
Бурдо О.Г. 4, 44
Бурмістр М. В. 97
Бухкало С.І. 80
Быканов С.Н. 127
Гайдай С.С. 32, 61
Гапонова Е.А. 124, 127
Гарев А.О. 127, 201
Гоженко Л. П. 112, 120
Головко Д.А. 56
Горбунов К.А. 124, 127
Гуліско С.В. 65
Гумницький Я.М. 77, 109, 142, 145
Гура Д.В. 68, 74
Дабіжа Н.О. 171
Давидов А.С. 84
Демирский А.В. 131
Дячок В.В. 35
Єрмаков П. П. 97
Зіпунніков М.М. 80
Зубрій О.Г. 84
Іваницький Г. К. 120
Капустенко П.А. 40, 201
Капустін Р.В. 171
Кармазіна Ю.А. 127
Козлов Я.Н. 150
Коломиец Е.В. 150
Кольчик Ю.Н. 20
Коринчевская Т.В. 156
Корнієнко Я.М. 32, 61, 65
Коцаренко В.А. 153
Лаврієнко Н.М. 16
Ляпошенко О.О. 90
Малецкая К.Д. 112
Мальований М.С. 191
Мараховська А.О. 35
Мартинюк О.В. 32, 61
Мацуська О.В. 109
Мельник М.П. 32, 61
Михайлик В.А. 156
Михальчук О.Д. 61
Музыка А.С. 159
Нагурський А.О. 140
Нагурський О.А. 140
Настенко О.В. 90
Никитенко Н.И. 20, 26
Овчаров В.И. 74
Остапенко А.В. 185
Ощипок І.М. 167
Перевертайленко А.Ю. 127, 201
Перетяка С.Н. 164
Петрушка І.М. 191
Плешко О.В. 118
Промович Ю.Б. 48
Рябова І.Б. 124, 127
Сабадаш В.В. 109
Самойленко М.Г. 181
Сапон А.Ю. 52, 102, 105, 137
Селихов Ю.А. 159
Семененко Д.С. 32, 61
Сивак В.В. 175
Сидорчук О.В. 77
Симак Д.М., 142
Снежкін Ю.Ф. 20, 26, 156, 171
Соколов М.В. 195
Сорока П.И. 68, 74
Сороковая Н.Н. 20, 26
Стеба В.К. 68
Степанюк А.Р. 52, 102, 105, 137
Сулима А.Н. 195
Сухой К.М. 150
Сухой М.П. 150
Терзієв С.Г. 44
Тертьшний О.А. 74
Тишко Ю.А. 52, 102, 105, 137
Ульєв Л.М. 11, 175, 181, 195
Хавин Г.Л. 131
Хмельнюк М.Г. 185
Черемисинова А.О. 68
Чупейдо В.Г. 150
Швед Д.М. 118
Швед М.П. 118
Юзбашьян А.П. 40
Яворський Б.І. 48
Яковлева О.Ю. 185
Яровий І.І. 44
Яценко О.А. 11

ЗМІСТ

НАУКОВО-МЕТОДОЛОГІЧНІ АСПЕКТИ ЕНЕРГОЕФЕКТИВНОСТІ. МОДЕЛЮВАННЯ ЕНЕРГОТЕХНОЛОГІЙ

ЭНЕРГЕТИЧЕСКИЕ ПАРАДОКСЫ ЭКОНОМИКИ УКРАИНЫ	
Бурдо О.Г.	4
ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩЕГО ПОТЕНЦИАЛА НА УСТАНОВКЕ АК-70 С ПОМОЩЬЮ ПИНЧ-АНАЛИЗА	
Ульєв Л.М., Яценко О.А.	11
МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСІВ ГІДРОКОНТАКТНОЇ ВЗАЄМОДІЇ РІДИНИ З ТВЕРДИМ ТІЛОМ	
Лаврінєнко Н.М.	16
МЕТОД ЧИСЛЕННОГО МОДЕЛИРОВАНИЯ ТЕПЛО – И МАССООБМЕНА ПРИ ТРЕХМЕРНОМ ЛАМИНАРНОМ, ПЕРЕХОДНОМ И ТУРБУЛЕНТНОМ РЕЖИМАХ ТЕЧЕНИЯ	
Никитенко Н. И., Снежкин Ю. Ф., Сороковая Н. Н., Кольчик Ю.Н.	20
МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ДИНАМИКИ ОБЕЗВОЖИВАНИЯ В КОНВЕКТИВНЫХ СУШИЛЬНЫХ УСТАНОВКАХ НЕПРЕРЫВНОГО ДЕЙСТВИЯ	
Никитенко Н.И., Снежкин Ю.Ф., Сороковая Н.Н.	26
ПІДВИЩЕННЯ ЕФЕКТИВНОСТІ ПРОЦЕСУ УТВОРЕННЯ ГУМІНОВО-МІНЕРАЛЬНИХ ТВЕРДИХ КОМПОЗИТІВ	
Корнієнко Я.М., Мартинюк О.В., Мельник М.П., Гайдай С.С., Семененко Д.С.	32
МАТЕМАТИЧНА МОДЕЛЬ МАСОВІДДАЧІ ВІД НЕОБМЕЖЕНОГО ТОНКОГО ЛИСТКА У ЕКСТРАГЕНТ	
Дячок В.В., Мараховська А.О.	35
ИНТЕНСИВНОСТЬ ЗАГРЯЗНЕНИЯ ТЕПЛООБМЕННИКОВ ПРИ ПОДОГРЕВЕ НЕФТИ С УЧЕТОМ ИЗМЕНЕНИЯ ТЕПЛОФИЗИЧЕСКИХ СВОЙСТВ	
Капустенко П.А., Арсеньева О.П., Юзбашьян А.П.	40
ПИТОМІ ВИТРАТИ ЕНЕРГІЇ ПРИ ЗНЕВОДНЕННІ ХАРЧОВОЇ СИРОВИНИ В ЕЛЕКТРОМАГНІТНОМУ ПОЛІ	
Бурдо О.Г., Терзієв С.Г., Яровий І.І., Борщ А.А.	44
ЕЛЕКТРОІМПЕДАНСНА ТОМОГРАФІЯ ЯК МЕТОД НАТУРНОЇ ВЕРИФІКАЦІЇ МАТЕМАТИЧНИХ МОДЕЛЕЙ МАСОПЕРЕНОСУ РЕЧОВИНИ	
Балабан С.М., Яворський Б.І., Промович Ю.Б.	48
МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ЕКСТРАКЦІЇ ГУМАТІВ З БУРОГО ВУГІЛЛЯ	
Сапон А.Ю., Степанюк А. Р., Тишко Ю.А.	52

ЕНЕРГОЕФЕКТИВНІ ПРОЦЕСИ І ОБЛАДНАННЯ ХІМІЧНИХ ВИРОБНИЦТВ

ПУТИ СНИЖЕНИЯ ЭНЕРГОЗАТРАТ ПРИ СИНТЕЗЕ ФЕРРАТОВ	
Головко Д.А.	56
ДОСЛІДЖЕННЯ РОБОТИ МЕХАНІЧНИХ ДИСПЕРГАТОРІВ	
Корнієнко Я.М., Мартинюк О.В., Михальчук О.Д., Мельник М.П., Семененко Д.С., Гайдай С.С.	61
ФІЗИЧНА МОДЕЛЬ ПРОЦЕСУ РЕГЕНЕРАЦІЇ РУЛОНОВАНИХ МЕМБРАННИХ МОДУЛІВ	
Корнієнко Я.М., Гулієко С.В.	65
ВИЗНАЧЕННЯ ТЕХНОЛОГІЧНИХ ПАРАМЕТРІВ ПРОЦЕСУ ДЕРЖАННЯ НЕОРГАНІЧНИХ ПОЛІМЕРНИХ ФОСФАТІВ НАТРІЮ МЕТОДОМ ТЕРМОДИНАМІЧНОГО АНАЛІЗУ	
Гура Д.В., Черемисінова А.О., Сорока П.Г., Стеба В.К.	68
НАПОЛНИТЕЛИ ЭЛАСТОМЕРОВ НА ОСНОВЕ РИСОВОЙ ШЕЛУХИ	
Тертышный О.А., Гура Д.В., Сорока П.И., Овчаров В.И.	74
ЗОВНІШНЬОДИФУЗІЙНА КІНЕТИКА АДСОРБЦІЇ КУПРУМУ ПРИРОДНИМ ЦЕОЛІТОМ	
Гумницький Я.М., Сидорчук О.В.	77

АНАЛІЗ ЕФЕКТИВНОСТІ НАСАДОК ПРИ РЕГЕНЕРАЦІЇ ЕТИЛОВОГО СПИРТУ У ВИРОБНИЦТВІ ПЕКТИНУ	80
Бухкало С.І., Зіпунніков М.М.	
ДОСЛІДЖЕННЯ РОБОТИ РОТОРНО-ПЛІВКОВОГО АПАРАТУ З ВИСХІДНИМ ПОТОКОМ	84
Зубрій О. Г., Давидов А.С.	
РОЗРОБКА АЛГОРИТМУ ГІДРОДИНАМІЧНОГО РОЗРАХУНКУ ВИХРОВИХ ГРАНУЛЯТОРІВ	87
Артюхов А.Є.	
ФАЗОВА РІВНОВАГА ГАЗОРІДИННИХ СИСТЕМ ПРИ ІНЕРЦІЙНО-ФІЛЬТРУЮЧІЙ СЕПАРАЦІЇ	90
Ляпощенко О.О., Настенко О.В.	
ВДОСКОНАЛЕННЯ ГІДРОДИНАМІКИ РУХУ ПОТОКІВ В ГРАВІТАЦІЙНИХ ПОЛИЧНИХ СУШАРКАХ	94
Артюхова Н.О.	
ЕКСПЕРИМЕНТАЛЬНЕ ДОСЛІДЖЕННЯ КАВІТАЦІЙНОГО СОПЛА З КАМЕРОЮ РОЗШИРЕННЯ	97
Анісімов В. В., Єрмаков П. П., Бурмістр М. В.	
ДОСЛІДЖЕННЯ ПРОЦЕСУ ВИЛУЧЕННЯ ГУМІНОВИХ КИСЛОТ З ТОРФУ	102
Тишко Ю.А., Степанюк А.Р., Сапон А.Ю.	
ОБГРУНТУВАННЯ КОНСТРУКЦІЙ ДЛЯ ЕКСТРАГУВАННЯ ГУМІНОВОЇ КИСЛОТИ З ТОРФУ	105
Тишко Ю.А., Степанюк А. Р., Сапон А.Ю.	
ЗОВНІШНЬОДИFUЗИЙНА КІНЕТИКА АДСОРБЦІЇ ФОСФАТ ІОНІВ НА ЦЕОЛІТІ В ПРИСУТНОСТІ СТОРОННІХ РЕЧОВИН	109
Сабадаш В.В., Гумницький Я.М., Мацуська О.В.	
КІНЕТИЧЕСКИЕ ОСОБЕННОСТИ ПРОЦЕССА СУШКИ ЕДИНИЧНЫХ КАПЕЛЬ ВЫСОКОКОНЦЕНТРИРОВАННЫХ ДИСПЕРСИЙ БУТАДИЕН-СТИРОЛЬНЫХ КАУЧУКОВ	112
Малецкая К. Д., Гоженко Л. П.	
РЕСУРСОЕНЕРГООЩАДНИЙ КАСКАДНИЙ ЕКСТРУДЕР ДЛЯ ПЕРЕРОБКИ ПОЛІМЕРНИХ МАТЕРІАЛІВ	118
Плешко О.В., Швед М.П., Швед Д.М.	
ЗАСТОСУВАННЯ ПУЛЬСАЦІЙНОГО ДИСПЕРГАТОРА ДЛЯ ІНТЕНСИФІКАЦІЇ ДИСПЕРГУВАННЯ ФРЕЗЕРНОГО ТОРФУ	120
Іваницький Г. К., Гоженко Л. П.	
ФИЗИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ТЕПЛОМАССОПЕРЕНОСА В НАСАДКАХ РЕГУЛЯРНОЙ СТРУКТУРЫ С ПЕРЕКРЕЩИВАЮЩИМИСЯ КАНАЛАМИ	124
Рябова И.Б., Гапонова Е.А., Горбунов К.А.	
ИССЛЕДОВАНИЕ ЦЕЛЕСООБРАЗНОСТИ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ МЕХАНИЧЕСКОЙ РЕКОМПРЕССИИ ПРИ КОМПЛЕКСНОЙ ТЕПЛОВОЙ ИНТЕГРАЦИИ РЕКТИФИКАЦИОННЫХ КОЛОНН	127
Быканов С.Н., Перевертайленко А.Ю., Гарев А.О., Горбунов К.А., Рябова И.Б., Гапонова Е.А., Кармазина Ю.А.	
ОПРЕДЕЛЕНИЕ ВЕЛИЧИНЫ ЗАГРЯЗНЕНИЯ ТЕПЛОПЕРЕДАЮЩЕЙ ПОВЕРХНОСТИ ПЛАСТИНЧАТОГО ТЕПЛООБМЕННИКА ПО ЗАДАННОМУ ЗНАЧЕНИЮ ПОТЕРЬ ДАВЛЕНИЯ	131
Бабак Т.Г., Демирский А.В., Хавин Г.Л.	
ПРОЦЕС ПЕРЕКРИСТАЛІЗАЦІЇ КАЛІЙНИХ СОЛЕЙ ГУМІНОВИХ КОМПОНЕНТІВ БУРОГО ВУГІЛЛЯ	137
Сапон А.Ю., Степанюк А. Р., Тишко Ю.А.	
КІНЕТИКА НАРОЩУВАННЯ ОБОЛОНКИ НА ПОВЕРХНІ ЧАСТИНОК МАТЕРІАЛУ ПІД ЧАС КАПСУЛЮВАННЯ У СТАНІ ПСЕВДОЗРІДЖЕННЯ	140
Нагурський О.А., Нагурський А.О.	
МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ЕНЕРГОЗБЕРІГАЮЧОГО ПРОЦЕСУ ФІЛЬТРАЦІЙНОГО СУШННЯ ДРІБНОДИСПЕРСНИХ МАТЕРІАЛІВ	142
Симак Д.М., Гумницький Я.М., Атаманюк В.М.	
ЕНЕРГОЕКОНОМІЧНИЙ АНАЛІЗ СОРБЦІЙНИХ ПРОЦЕСІВ	145
Гумницький Я.М.	

АЛЬТЕРНАТИВНІ ДЖЕРЕЛА ЕНЕРГІЇ. ЗАСТОСУВАННЯ ТЕПЛОВИХ НАСОСІВ І ТЕПЛОВИХ ТРУБ. НЕЕНЕРГОЄМКІ ПРОДУКТИ І МАТЕРІАЛИ

АККУМУЛИРОВАНИЕ ТЕПЛОВОЙ ЭНЕРГИИ КОМПОЗИТНЫМИ СОРБЕНТАМИ «СИЛИКАГЕЛЬ – СУЛЬФАТ НАТРИЯ»	
Сухой К.М., Сухой М.П., Козлов Я.Н., Коломиец Е.В., Беляновская Е.А., Чупейдо В.Г.....	150
АККУМУЛИРОВАНИЕ ТЕПЛОВОЙ ЭНЕРГИИ В ПРОМЫШЛЕННОСТИ И ЖИЛИЩНО-КОММУНАЛЬНОМ ХОЗЯЙСТВЕ	
Коринчевская Т.В., Снежкин Ю.Ф., Михайлик В.А.....	156
ДВУХКОНТУРНАЯ СОЛНЕЧНАЯ УСТАНОВКА ДЛЯ ОТОПЛЕНИЯ ЗДАНИЙ	
Селихов Ю.А., Коцаренко В.А., Музыка А.С.....	159
ИССЛЕДОВАНИЕ ПРОЦЕССОВ ОБЕЗВОЖИВАНИЯ КОФЕЙНОГО ШЛАМА ДЛЯ ПРОИЗВОДСТВА ПЕЛЛЕТ	
Перетяка С.Н.....	164
МАТЕМАТИЧНЕ МОДЕЛЮВАННЯ ПРОЦЕСУ ТЕПЛОПЕРЕДАЧІ ТЕРМІЧНОГО УСТАТКУ- ВАННЯ ЗАКЛАДІВ РЕСТОРАННОГО ГОСПОДАРСТВА З РЕГУЛЮВАННЯМ РОБОТИ РОЗ- ГАЛУЖЕНОЇ СИСТЕМИ ВЕНТИЛЯЦІЇ	
Ощипок І.М.....	167
ТЕПЛОНАСОСНЕ СУШІННЯ ТЕРМОЛАБІЛЬНИХ МАТЕРІАЛІВ	
Снежкін Ю.Ф., Дабіжа Н.О., Капустін Р.В.....	171
ИНТЕГРАЦИЯ ТЕПЛОВЫХ НАСОСОВ В ПРОЦЕСС ОЧИСТКИ ТЕТРАХЛОРИДА ТИТАНА	
Ульєв Л.М., Сивак В.В.....	175
МОДЕЛЮВАННЯ ТЕПЛООБМІНУ НАФТИ В НАСОСНО-КОМПРЕСОРНІЙ ТРУБІ З ЛОКА- ЛЬНИМ ОБІГРІВОМ	
Ульєв Л.М., Самойленко М.Г.....	181
ПРИМЕНЕНИЕ ЭКСЕРГЕТИЧЕСКОГО АНАЛИЗА ДЛЯ ОЦЕНКИ ПОТЕРЬ В ЭЛЕМЕНТАХ ПРОПАНОВОЙ ХОЛОДИЛЬНОЙ УСТАНОВКИ ПРИ ПРИМЕНЕНИИ РАБОЧЕГО ТЕЛА R290/R170/R600	
Хмельнюк М.Г., Остапенко А.В., Яковлева О.Ю.....	185
РОЛЬ ПРИРОДНИХ СОРБЕНТІВ В ЗАБЕЗПЕЧЕННІ ЕКОЛОГІЧНОЇ БЕЗПЕКИ ВОДНИХ РЕСУРСІВ	
Петрушка І.М., Мальований М.С.....	191
ИССЛЕДОВАНИЕ ГИДРОДИНАМИКИ ВНУТРЕННИХ КОНТАКТНЫХ МАССООБМЕННЫХ УСТРОЙСТВ ДЛЯ КОЛОН ОЧИСТКИ ЧЕТЫРЕХХЛОРИСТОГО ТИТАНА	
Ульєв Л.М., Сулима А.Н., Соколов М.В.....	195
ПЕРСПЕКТИВЫ ИСПОЛЬЗОВАНИЯ СБРОСНОГО ТЕПЛА ХОЛОДИЛЬНЫХ УСТАНОВОК ПРЕДПРИЯТИЙ ПИЩЕВОЙ ПРОМЫШЛЕННОСТИ	
Болдырев С.А., Гарев А.О., Капустенко П.А., Перевертайленко А.Ю.....	201

Наукове видання

НАУКОВІ ПРАЦІ

ВИПУСК 43, том 1

Головний редактор д-р техн. наук, проф. Б.В.Єгоров

Заступник головного редактора д-р техн. наук, проф. Л.В. Капрельянц

Відповідальний редактор д-р техн. наук, проф. О.Г. Бурдо

Підписано до друку 04. 06. 2013 р.

Формат 70x100 1/16. Папір офсетний.
Умовн. друк. арк. 23.89. Наклад 500 прим.

Видавець Грінь Д.С.,
73033, м. Херсон, а/с № 15
e-mail: dimg@meta.ua
Свід. сер. ДК № 4094 від 17.06.2011