

Д. Г. Чистяков, М. В. Брендель, С. Ф. Ордон**МАТЕМАТИЧЕСКОЕ МОДЕЛИРОВАНИЕ ВЫПАРНОЙ БАТАРЕИ БЕЗВОДНОЙ СОДЫ
НА АО «РУСАЛ АЧИНСК»***Ключевые слова: выпарка, выпарная батарея, диаграмма, сода, содовый раствор, математическая модель.*

На глиноземных заводах ОК РУСАЛ избыток технологической воды удаляется на специальном переделе производства – выпарка. На АО «РУСАЛ Ачинск» в цехе кальцинированной соды для удаления избыточной воды и выделения продукционной соли – безводной соды, используется прямоточная выпарная батарея с аппаратами принудительной циркуляции. В 2021–2022 гг. специалистами ООО «РУСАЛ ИТЦ» разработана математическая модель выпарной батареи, включающая материальный и тепловой балансы, полученные на основе статистических данных работы калийного и содового отделений цеха. Компьютерная модель, включающая расчетно-графические схемы, полностью повторяла компоновку действующей выпарной батареи и выступила основой для разработки проектных решений по повышению ее энергоэффективности. На основе разработанной математической модели рассчитано 14 вариантов компоновок выпарной батареи, связанных с установкой дополнительного теплообменного оборудования, изменением схем нагрева раствора после каждого корпуса, изменением теплообменных поверхностей, установкой самоиспарителей раствора и конденсата, изменением схемы движения раствора и пара. Эффективность решений по результатам расчетов определялась на основе экспертной технической оценки, включающей затраты на реализацию проекта по модернизации выпарной батареи, энергоэффективность выпарной батареи после модернизации, техническими возможностями реализации мероприятий. По результатам оценки вариантов балансовых и тепловых расчетов разработаны технические решения, связанные с установкой двух самоиспарителей растворов, одного теплообменного аппарата для подогрева исходного сульфатного маточного раствора, поступающего на выпарную батарею, и переводом выпарной батареи с прямоточного режима движения раствора и пара на противоточный. В 2023 г. специалистами ООО «РУСАЛ ИТЦ» (г. Санкт-Петербург) и ООО «КБ «Химические системы»» (г. Екатеринбург) был разработан технический пакет и проведены строительно-монтажные работы. В 2024–2025 гг. на АО «РУСАЛ Ачинск» проведены опытно-промышленные испытания и подтверждены эффекты, полученные на основе расчетов в математической модели.

D. G. Chistyakov, M. V. Brendel, S. F. Ordon**MATHEMATICAL MODELING OF A SODIUM CARBONATE EVAPORATOR TRAIN
AT RUSAL ACHINSK JSC***Keywords: evaporation, evaporator train, diagram, soda, soda solution, mathematical model.*

At RUSAL's alumina plants, excess process water is removed in a specialized production stage known as evaporation. At RUSAL Achinsk JSC, in the soda ash calcination shop, a direct-flow evaporator train with forced-circulation units is used to remove excess water and recover the product—anhydrous soda ash. In 2021–2022, specialists at RUSAL Engineering & Technology Center LLC developed a mathematical model of the evaporator train, including material and heat balances derived from statistical data on the operation of the plant's potash and soda sections. The computer model, which included computational and graphical diagrams, fully replicated the layout of the existing evaporator train and served as the basis for developing design solutions to improve its energy efficiency. Based on the developed mathematical model, 14 layout variants of the evaporator train were calculated, involving the installation of additional heat exchange equipment, changes to the brine heating schemes after each vessel, modifications to the heat exchange surfaces, the installation of self-evaporators for brine and condensate, and changes to the brine and steam flow schemes. The effectiveness of the solutions, based on the calculation results, was determined through an expert technical assessment that included the costs of implementing the evaporator bank modernization project, the energy efficiency of the evaporator bank after modernization, and the technical feasibility of implementing the measures. Based on the results of the assessment of the balance and thermal calculations, technical solutions were developed involving the installation of two solution evaporators, one heat exchanger to preheat the initial sulfate mother liquor entering the evaporator train, and the conversion of the evaporator train from a co-current flow regime for the solution and steam to a counter-current flow regime. In 2023, specialists from RUSAL Engineering & Technology Center LLC (St. Petersburg) and Chemical Systems Design Bureau LLC (Yekaterinburg) developed the technical package and carried out construction and installation work. In 2024–2025, pilot-scale tests were conducted at RUSAL Achinsk JSC, confirming the results obtained from calculations in the mathematical model.

Введение

В ОК РУСАЛ переработка боксита в глинозем осуществляется несколькими способами: гидрохимическим методом (способ Байера), спеканием, параллельным способом Байер-спекание. На всех глиноземных заводах ОК РУСАЛ имеется гидрохимический передел производства, связанный с выщелачиванием, сгущением и промывкой шлама. Для

отмывки шламов, как правило, используют подшламовую воду (возврат со шламовых карт), конденсат или воду из внутренних оборотных циклов производства. Введенная на промывку шлама вода является избыточной для технологического процесса, для ее удаления из технологии производства глинозема используется передел, называемый выпаркой, а в качестве оборудования – выпарные многокорпусные батареи.

Состояние вопроса

На АО «РУСАЛ Ачинск» функционирует цех кальцинированной соды (ЦКС), выполняющий функции передела по утилизации избыточной технологической воды и концентрированию балансовых катионов (Na^+ , K^+) и анионов (CO_3^{2-} , S^{2-} , SO_3^{2-} , SO_4^{2-}) с получением товарной продукции – кальцинированной соды (Na_2CO_3) и сульфата калия (K_2SO_4). Поступающий в ЦКС раствор имеет сложный химический состав, отвечающий диаграмме растворимости солей в шестикомпонентной водной системе $\text{Al}^{3+}\text{Na}^+\text{K}^+||\text{CO}_3^{2-}\text{SO}_4^{2-}\text{Cl}^-\text{H}_2\text{O}$. Содержание катионов Al^{3+} в растворе является незначительным (0.1-0.7 г/л), поэтому в производственных условиях для оценки равновесия солей используют пятикомпонентную водную систему $\text{Na}^+\text{K}^+||\text{CO}_3^{2-}\text{SO}_4^{2-}\text{Cl}^-\text{H}_2\text{O}$ (рис. 1), где по оси ординат обозначаются ионы калия (в пересчете на ионы 2K^+ (экв. %)), по оси абсцисс – ионы хлора и серы (в пересчете на 2Cl^- и SO_4^{2-} (экв. %)). Наиболее эффективным с точки зрения анализа качества производственных растворов является представление четырех- и пятикомпонентных систем в виде геометрических фигур в многомерном пространстве, при этом информативнее всего является представление диаграммы в пересчете на эквивалентные ионные проценты, то есть индексы Иэнеке [1, 2].

При поступлении содово-поташного раствора в ЦКС АО «РУСАЛ Ачинск» осуществляют его концентрирование (до плотности 1.25-1.29 т/м³), используя пятикорпусные выпарные батареи прямоточного типа с восходящей пленкой. После закрепления растворы направляют на выделение моногидратной соды $\text{Na}_2\text{CO}_3 \times \text{H}_2\text{O}$ упариванием до плотности 1.37-1.38 т/м³ в трехкорпусных выпарных батареях прямоточного типа с рециркуляцией раствора (луч N2, рис. 1). Маточный раствор моногидратной выпарки направляют на смешение с маточным раствором безводной выпарки и доводят до плотности 1.38 т/м³. Смешанные растворы направляют на кристаллизацию сульфата калия K_2SO_4 на основе адиабатического самоиспарения части воды при понижении давления над поверхностью раствора в аппаратах-кристаллизаторах. Готовый маточный сульфатный раствор имеет плотность 1.42-1.43 т/м³. Затем сульфатный маточный раствор направляют на выделение безводной соды Na_2CO_3 путем упаривания до плотности 1.45-1.47 т/м³ в трехкорпусных выпарных батареях прямоточного типа с рециркуляцией раствора (луч N1, рис. 1).

В связи с ухудшением качества сырья, вовлекаемого в технологию производства глинозема (руда Кия-Шалтырского нефелинового рудника), растворы, поступающие в цех кальцинированной соды, имеют низкую плотность (1.1-1.15 т/м³) и химический состав с высокой вариабельностью по анионам CO_3^{2-} , HS^{2-} , $\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$, SO_3^{2-} , SO_4^{2-} . Существующие трехкорпусные выпарные батареи по выделению моногидратной и безводной соды работают с невысоким съемом выпаренной воды 12-18 (кг/ч)/м², имеют высокие простои аппаратов из-за специфичного исполнения циркуляционных насосов 40ПрЦВ. Актуальной задачей производства является интенсификация теплообмена на выпарных батареях, снижение удельного расхода пара, повышение

производительности выпарных батарей для своевременного их вывода на планово-предупредительные ремонты.

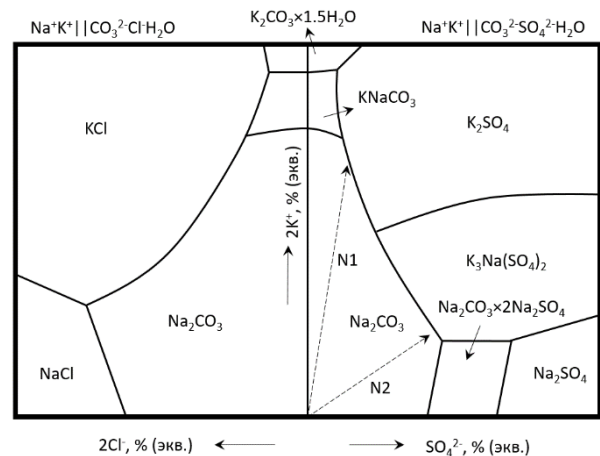


Рис. 1 – Пятикомпонентная водная система $\text{Na}^+\text{K}^+||\text{CO}_3^{2-}\text{SO}_4^{2-}\text{Cl}^-\text{H}_2\text{O}$ и лучи выделения безводной (N1) и моногидратной (N2) соды из промышленных растворов АО «РУСАЛ Ачинск»

Fig. 1 – Five-component aqueous system $\text{Na}^+\text{K}^+||\text{CO}_3^{2-}\text{SO}_4^{2-}\text{Cl}^-\text{H}_2\text{O}$ and separation curves for anhydrous (N1) and monohydrate (N2) soda from industrial solutions at RUSAL Achinsk JSC

Выпаривание растворов в глиноземном производстве

Для концентрирования содовых и алюминатных щелочных растворов, т.е. упаривания без выделения солей из жидкой фазы, в глиноземном производстве эффективно используют вертикальные пленочные выпарные аппараты с восходящей или нисходящей пленкой [3]. В ЦКС АО «РУСАЛ Ачинск» для предварительного упаривания растворов используются аппараты с восходящей пленкой, длинным трубным пучком (9 м), соосным исполнением греющей камеры и сепаратора. В аппаратах этого типа не происходит выделения солей, а применение пяти корпусов в прямоточной схеме течения раствора и пара позволяет сконцентрировать растворы с 1.12-1.15 до 1.25-1.29 т/м³. Для конечного упаривания растворов и выделения из них соды в глиноземном производстве применяют аппараты с естественной или принудительной циркуляцией. В ЦКС АО «РУСАЛ Ачинск» для заключительного упаривания используют выпарные аппараты с вынужденной циркуляцией, соосным исполнением греющей камеры и сепаратора, а также выпарные аппараты с принудительной циркуляцией и вынесенной греющей камерой.

Для интенсификации теплообмена на выпарных батареях данного типа могут быть применены следующие методы [3, 4, 5]:

- повышение логарифмической разности температур между теплоносителем (паром) и упариваемым раствором: в цехе распространению этого метода препятствует ограничение по давлению пара в имеющейся инфраструктуре предприятия;

- снижение перегрева пара, поступающего на выпарную батарею: на заводах ОК РУСАЛ метод применяется использованием редукционно-охладительных установок на паропроводах подачи пара в корпуса выпарных батарей, что позволяет повысить коэффициент теплопередачи на 1-3% в корпусе, принимающем перегретый пар;

- оребрение поверхностей теплообменных трубок: не применяется на глиноземных заводах компании из-за интенсивного зарастания (для внутренних поверхностей труб), удорожания и трудности поиска свищей (для наружных поверхностей труб);

- криволинейные/винтовые трубки: не применяются на глиноземных заводах ОК РУСАЛ из-за дороговизны, сложности формирования эффективного трубного пучка при замене трубок, трудности визуальной оценки качества химической чистки поверхностей трубок;

- тесные пучки трубок: не применяются, т.к. достигнуто оптимальное соотношение металлоемкости выпарных аппаратов и скорости течения раствора при переходе выпарных батарей глиноземных заводов на трубки $\varnothing 38$ мм;

- изменение конструкции выпарных аппаратов – переход на аппараты с падающей пленкой, принудительной циркуляцией раствора и выносом зоны кипения раствора из трубок: осуществляется на глиноземных заводах компании точно;

- изменение типа течения раствора и пара по аппаратам выпарных батарей: прямоточный, противоточный или смешанный режим.

Математическая модель выпарной батареи

А. Описание математической модели

Наиболее энергонапряженными в ЦКС АО «РУСАЛ Ачинск» являются выпарные батареи, работающие на упаривание и выделение безводной соды и осуществляющие невысокий сьем выпаренной воды –

12-18 (кг/ч)/м². Относительно небольшой сьем воды выпарных батарей данного типа связан с доупариванием растворов до высокой плотности (с 1.42 до 1.47 т/м³), т.е. при высокой температурной физико-химической депрессии раствора. Немаловажным фактором низкого сьема воды является высокое содержание катионов $2K^+$ (до 65% экв., рис. 1) в маточных растворах, получаемых после разделения соды и жидкой фазы на сгустителях. Высокое содержание калия обуславливает склонность таких растворов к пенообразованию внутри трубок выпарных аппаратов, в результате происходит снижение коэффициента теплопередачи через стенку – от пара к раствору. На рис. 2 представлена расчетно-графическая схема действующей прямоточной выпарной батареи [6].

На основе статистических данных по работе выпарной батареи за 2020-2023 гг. разработана ее математическая модель, полностью повторяющая логику управления реального объекта, воссоздан материальный и тепловой баланс работы выпарной батареи. На основе статистических данных работы аппаратов рассчитаны фактические коэффициенты теплопередачи между паром и раствором. На основе аналитических уравнений теплового баланса каждого выпарного аппарата рассчитаны коэффициенты теплоотдачи между перегретым и насыщенным паром и трубками, трубками и раствором, конденсатом и трубками. На основе данных о конструкции аппарата (типоразмеры трубок, греющей камеры, длины и сечения кипяточной камеры), характеристиках их работы (давления, температуры), фактических химических составов растворов до и после упаривания рассчитаны средние фактические толщины инкрустирования теплообменных поверхностей [7, 8, 9].

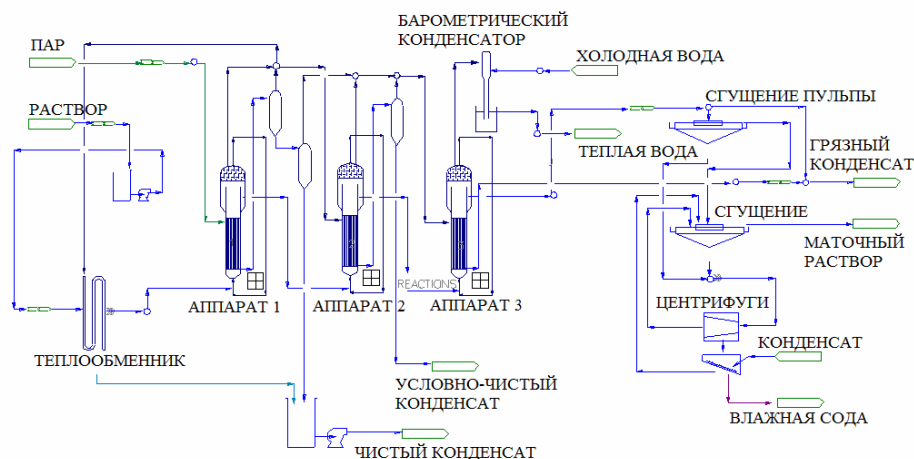


Рис. 2 – Расчетно-графическая схема трехкорпусной выпарной батареи прямоточного типа

Fig. 2 – Schematic diagram of a three-tank direct-flow evaporator battery

Б. Основные характеристики средств теплообмена

При движении раствора по аппаратам выпарной батареи происходит концентрирование раствора, изменяются характеристики раздела фаз, например, поверхностное натяжение, которое в модели

определялось по эмпирической полиномиальной зависимости от температуры t (°C), полученной по эмпирическим данным для алюминатного щелочного раствора:

$$\sigma = 13 \cdot 10^{-7} t^3 - 45,57 \cdot 10^{-5} t^2 - 1344,07 \cdot 10^{-4} t + 75,5989. \quad (1)$$

Для расчета процесса выделения безводной соды из раствора важное значение имеет определение плотности жидкой фазы. Для определения плотностей натриево-калиевых растворов использовался стандартный подход – правило аддитивности объемов при идеальном смешении [10]:

$$(total_mass)/(total_volume) = (\sum m_i)/(\sum m_i/p_i), \quad (2)$$

где m_i – это масса отдельной соли, содержащейся в растворе (Na_2CO_3 , K_2CO_3 , K_2SO_4 , KCl) (кг), p_i – плотность отдельной соли (кг/м^3), $total_mass$ – общая масса (кг), $total_volume$ – общий объем (м^3).

Плотность перегретого и насыщенного пара определялась как функция от давления и температуры по термодинамическим таблицам данных ВНИИ СМВ Госстандарта РФ согласно [11]:

$$\rho_{vap} = 73.874969 \cdot (P \cdot 22.064^{-1} \cdot 10^{-6}) / (t \cdot 647.14^{-1}) \cdot Z, \quad (3)$$

где t – температура пара, °K; Z – табличная функция.

Для изготовления электросварных трубок для выпарных аппаратов применяют стальной прокат, получаемый из стали 3, значение коэффициента теплопроводности которого рассчитывалось по полиномиальному эмпирическому уравнению:

$$\lambda_{ст} = 0.00000017 \cdot t^3 - 0.00022619 \cdot t^2 + 0.04428571 \cdot t + 52.71428571. \quad (4)$$

Теплопроводность водного раствора с массовой долей растворенного компонента рассчитывали по уравнению, полученному через параметры метода Риделя [12]:

$$\lambda_{liq} = \lambda_{h2o} \cdot (1 - f \cdot C), \quad (5)$$

где λ_{h2o} – теплопроводность воды при температуре раствора, ($\text{Вт/м} \cdot \text{°K}$); C – концентрация; f – коэффициент, значение которого представлено в таблице 1.

Таблица 1 – Коэффициенты теплопроводности

Table 1 – Thermal Conductivity Coefficients

Вещество	f	Вещество	f
Na_2CO_3	-0.1825	K_2SO_4	0.1875
NaOH	-0.1288	KCl	0.1044
K_2CO_3	0.1801	NaCl	0.1570
Na_2SO_4	0.4257	-	-

Динамическая вязкость щелочного раствора при разных температурах определялась по обобщающей формуле Аграновского А.А. на основе данных АО «РУСАЛ ВАМИ»:

$$\mu_{liq} = (109.64 \cdot (T^{-1.015})) \cdot 0.23 + 0.77 \cdot (147.53 \cdot (T^{-1.073})). \quad (6)$$

где T – температура (°C).

В. Основные уравнения математической модели кристаллизации безводной соды

Для разработки кривых диаграммы растворимости солей в пятикомпонентной системе $\text{Na}^+\text{K}^+||\text{CO}_3^{2-}\text{SO}_4^{2-}\text{Cl}^-\text{H}_2\text{O}$ использовались исследования АО «РУСАЛ ВАМИ» и статистические данные АО «РУСАЛ Ачинск» [6]. Расчет кристаллизации безводной соды осуществлялся на основе математических зависимостей, определяемых на основе графического метода построения диаграммы растворимости солей в

зависимости от температуры. В узлах областей диаграммы растворимости $\text{Na}^+\text{K}^+||\text{CO}_3^{2-}\text{SO}_4^{2-}\text{Cl}^-\text{H}_2\text{O}$ находятся инконгруэнтные точки выделения $\text{K}_2\text{CO}_3 \cdot 1,5\text{H}_2\text{O}$ (полутороводный поташ), K_2SO_4 (сернокислый калий), $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 2\text{Na}_2\text{SO}_4$ (беркеит), Na_2CO_3 (сода), $\text{K}_3\text{Na}(\text{SO}_4)_2$ (глазерит), KNaCO_3 (двойная соль), где области кристаллизации солей ограничены кривыми – полиномами второго порядка (рис. 1). Координаты точек в зависимости от температуры определялись из системы уравнений, полученных на основе диаграмм растворимостей [13].

$$\begin{cases} \begin{cases} K^{KNaCO_3} = 86.5 - 0.072T - 0.00007T^2 \\ S^{KNaCO_3} = \max(0, -1.3 + 0.018T), \end{cases} \\ \begin{cases} K^{K_2CO_3 \cdot 1,5H_2O} = 83.9 + 0.203T - 0.00064T^2 \\ S^{K_2CO_3 \cdot 1,5H_2O} = \max(0, -0.27 + 0.0036T), \end{cases} \\ \begin{cases} K^{Na_2CO_3} = 30.7 + 0.425T - 0.00172T^2 \\ S^{Na_2CO_3} = 0.78 + 0.0025T - 0.000268T^2, \end{cases} \\ \begin{cases} K^{NaCO_3 \cdot 2Na_2SO_4} = 6.05 + 0.082T + 0.00197T^2 \\ S^{NaCO_3 \cdot 2Na_2SO_4} = 13 - 0.004T + 0.00037T^2. \end{cases} \end{cases} \quad (7)$$

где T – текущая температура раствора (°C); K – индекс Изнеке по калию как экв. ионы 2K^+ (%); S – индекс Изнеке по сере как экв. ионы SO_4^{2-} (%).

Г. Основные расчетные зависимости при теплообмене

Для перегретого пара, поступающего в первый корпус выпарной батареи, критерий Нуссельта определялся по [14]:

$$Nu_{vap} = 0.021 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{0.43}. \quad (8)$$

Для насыщенного пара критерий Нуссельта определялся по уравнению [14]:

$$Nu_{heat} = 1.13 \cdot Ku^{0.25} \cdot Pr^{0.25} \cdot \left(\frac{v}{h}\right)^{0.25}, \quad (9)$$

где Ku – критерий Кухрена, который был определен по уравнению (10) (ед.); Pr – критерий Прандтля (ед.); v – критерий, характеризующий удаление конденсата с поверхности теплообмена (ед.); h – высота теплообменной поверхности (м).

$$Ku = ((e_{vap} - e_{h2o}) / (\lambda_{h2o} \cdot T_{\Delta})), \quad (10)$$

где T_{Δ} – температурный напор в зоне нагрева (°C), который был определен как [14]:

$$T_{\Delta} = [(T_{vap}' - T_{liq}') - (T_{vap}'' - T_{liq}'')] \cdot \ln\left(\frac{T_{vap}' - T_{liq}'}{T_{vap}'' - T_{liq}''}\right)^{-1}, \quad (11)$$

где T_{vap}' , T_{vap}'' – входная и выходная температура греющего пара (°C); T_{liq}' , T_{liq}'' – входная и выходная температуры раствора (°C).

Критерий, характеризующий удаление конденсата, определялся из уравнения [14]:

$$v = \sqrt[3]{\frac{\mu_{h2o}^2}{(g \cdot \rho_{h2o}^2)}}, \quad (12)$$

где g – ускорение свободного падения (м/с^2); ρ_{h2o} – плотность конденсата (кг/м^3).

Коэффициент теплоотдачи от насыщенного пара к трубкам выпарного аппарата получен из уравнения [14]:

$$\alpha_{vap} = Nu_{heat} \cdot \frac{\lambda_{h2o}}{(D + 2 \cdot \theta)}, \quad (13)$$

где D – внешний диаметр трубы (м), θ – толщина загрязнения стенки со стороны пара (м).

Для конденсата критерий Нуссельта определялся из уравнения [14]:

$$Nu_{vap} = 0.021 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr_{wall}^{0.43} \cdot \left(\frac{Pr_{h2o}}{Pr_{wall}}\right)^{0.25}, \quad (14)$$

где Re – число Рейнольдса для конденсата (ед.); Pr_{wall} – число Прандля для стенки (уравнение 15) (ед.); Pr_{h2o} – число Прандля для конденсата (уравнение 16) (ед.).

Число Прандля для стенки определялось из уравнения [14]:

$$Pr_{wall} = \frac{e_{h2o}}{T_{wall}} \cdot \frac{\mu_{h2o}}{\lambda_{h2o}}, \quad (15)$$

где e_{h2o} – энтальпия конденсата (Дж/кг); T_{wall} – температура стенки (°C).

Число Прандля для конденсата определялось из уравнения [14]:

$$Pr_{wall} = \frac{e_{h2o}}{T_{wall}} \cdot \frac{\mu_{h2o}}{\lambda_{h2o}}, \quad (16)$$

где T_{h2o} – температура конденсата (°C).

Коэффициент теплоотдачи от конденсата к стенке получен из уравнения (13).

Для холодного исходного раствора критерий Нуссельта был определен по [14]:

$$Nu_{liq} = 0.131 \cdot Re^{0.62} \cdot Pr^{0.72}, \quad (17)$$

где Re – число Рейнольдса для раствора (ед.); Pr – число Прандля для исходного раствора (ед.).

В выпарных аппаратах при движении раствора в виде пленки вдоль стенок трубок (по достижении $\approx 1/4$ – $1/5$ их длины при подъеме вверх) инициируется формирование пузырьков воды на поверхности пленки, поэтому коэффициент теплоотдачи в начальной стадии кипения рассчитывался по полуэмпирической формуле Лабунцова Д.А. [15]:

$$\alpha = \frac{3,4 \cdot p^{0,18}}{1 - 0,0045 \cdot p} \cdot q^{2/3}, \quad (18)$$

где α – коэффициент теплоотдачи при кипении (Вт/(м²·°C)), p – давление жидкости (бар), q – тепловой поток (Вт/м²), который определялся по уравнению [15]:

$$q = 0,14r\sqrt{\rho''^4 \sqrt{\sigma g(\rho' - \rho'')}}, \quad (19)$$

где ρ'' – плотность раствора (кг/м³), ρ' – плотность пара (кг/м³), σ – поверхностное натяжение (Н/м), g – 9.81 (м/с²), r – удельная теплота парообразования (Дж/кг).

При работе выпарных аппаратов на выделение безводной соды и движении раствора внутри трубок

выше $1/4$ – $1/5$ длины трубок вся их поверхность покрывается пузырьками, а затем сплошной пленкой пара (оттесняющей раствор от трубок) и наступает пленочный режим кипения. Степень инкрустирования поверхностей (толщина загрязнений на трубках выпарных аппаратов) рассчитана на основе статистических данных работы выпарных аппаратов ЦКС за 2020–2023 гг. и граничных условий аналитических моделей расчета теплопередачи через стенку трубок [16, 17, 18, 19].

Результаты расчетов на разработанной математической модели выпарной батареи

В 2021–2025 гг. специалистами ООО «РУСАЛ ИТЦ» и ООО «КБ «Химические системы»» проведены работы по повышению производительности выпарных батарей безводной выпарки с целью удлинения межпромывочного интервала, устранения забивок трубок отложениями солей, повышения производительности передела по упаренному раствору, снижения расхода теплоносителя на единицу исходного раствора. На основе разработанной математической модели выпарной батареи рассчитано 14 вариантов компоновок оборудования. Эффективность каждого варианта определялась на основе экспертной технической оценки, включающей оценку капитальных затрат на реализацию проекта, достигаемую энергоэффективность выпарной батареи после ее модернизации, техническими возможностями (трудностями) реализации мероприятий по перекомпоновке выпарной батареи. Результатом работы стали технические решения, включающие перевод выпарной батареи с противоточного режима течения раствора и пара на прямоточный, установка подогревателя исходного раствора, установка двух самоиспарителей упаренного раствора, дооснащение выпарной батареи средствами контроля технологических показателей и исполнительными механизмами для автоматизации управления. На рис. 3 представлена расчетно-графическая схема выпарной батареи после перекоммуникации трубопроводов и установки дополнительного оборудования.

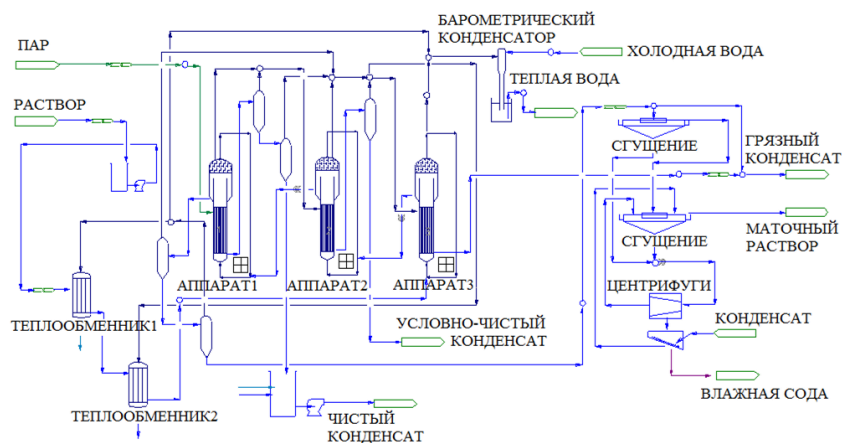


Рис. 3 – Расчетно-графическая схема трехкорпусной выпарной батареи противоточного типа

Fig. 3 – Schematic diagram of a three-tank counter-current evaporator battery

В 2024-2025 гг. проведены опытно-промышленные испытания, промышленные испытания, ввод оборудования в эксплуатацию и сбор промышленных данных по эффективности работы выпарной батареи. В таблице 2 представлены результаты повышения эффективности теплового баланса выпарной батареи, достигнутые по результатам математического моделирования, где А1-А3 – выпарные аппараты 1-3, БК – барометрический конденсатор, ТМ – тепловая мощность, ЛРТ – средняя логарифмическая разность температур, РВ – рабочий вакуум, согласно рис. 2-3.

Таблица 2 – Результаты теплового баланса выпарной батареи до и после опытно-промышленных испытаний (ОПИ)

Table 2 – Heat balance results for the evaporator train before and after pilot-scale testing (PST)

Основной оборудовании выпарной батареи		До ОПИ	После ОПИ
А1	ТМ, кВт	21 279	17 346
	ЛРТ, °С	12.4	38.96
А2	ТМ, кВт	6 915	11 025
	ЛРТ, °С	4.4	8.7
А3	ТМ, кВт	8 420	10 738
	ЛРТ, °С	18.4	6.2
БК	РВ, атм.	-0.15	-0.58

В таблице 3 представлены результаты ОПИ выпарной батареи после ее перевода с прямоточного течения раствора и пара на противоточный режим в условиях АО «РУСАЛ Ачинск».

Таблица 3 – Результаты ОПИ выпарной батареи

Table 3 – PST Results for the Evaporator Battery

Рост количества перерабатываемого раствора, % об.	Снижение расхода пара, % вес.	Рост съема выпаренной воды, (кг/ч)/м ²
+23.7	-29.1	+4.1

Расчеты, выполненные с использованием математической модели, получили подтверждение в ходе проведенных ОПИ, повышена экономическая эффективность эксплуатации выпарной батареи снижением себестоимости производства кальцинированной соды.

Выводы

Повышение производительности выпарной батареи на 23.7% (в пересчете на м³/ч исходного раствора) позволило сократить затраты по пару на 29.1% (в пересчете на Гкал/ч), повысить тепловую эффективность аппаратов А2-А3, снизить нагрузку на остальные выпарные батареи цеха кальцинированной соды, а также уменьшить коэффициент использования оборудования. Математическая модель выпарной батареи для выделения безводной соды позволила определить оптимальную, с точки зрения капитальных затрат и достигаемой энергоэффективности, компоновку оборудования, обосновать технические решения и снизить себестоимость производства соды за счет эффективного использования теплоэнергии.

В ООО «РУСАЛ ИТЦ» математические модели промышленных объектов, отделений, цехов, заводов, используются для совершенствования существующего производства глиноземных заводов, разработки новых технологий, оценки технико-экономических условий реализации проектов [20, 21].

Литература

- Д.Г. Чистяков, В.О. Голубев, А.В. Александров. *ММТТ*-36. **1**, 12-16 (2023).
- М.С. Моисеенков, С.А. Мазунин, В.Л. Чечулин. *Вестник Пермского университета*. **2**, 36-45 (2012).
- А.Г. Лаптев, Н.А. Николаев, М.М. Башаров. *Методы интенсификации и моделирования тепломассообменных процессов*. Теплотехник, Москва, 2011. 335 с.
- В.М. Ронкин. Дисс. канд. техн. наук., Ур. гос. техн. ун-т. Екатеринбург, 2004. 24 с.
- В.М. Ронкин, В.М. Ковзель. *Химическая промышленность сегодня*. **3**, 47-56 (2011).
- Д.Г. Чистяков Д.Г., В.О. Голубев В.О., А.В. Александров А.В. ВТУ. **26(10)**, 159-165 (2023).
- Д.Г. Калишук, Н.П. Саевич, А.И. Вилькоцкий. *Процессы и аппараты химической технологии*. БГТУ, Минск, 2011. 426 с.
- Т.Д. Ланина, Б.Г. Варфоломеев, О.А. Карманова. *Расчет и конструктивное оформление выпарных установок*. УГТУ, Ухта, 2009. 118 с.
- Alberto de la Calle, Luis J. Yebra, Sebastian Dormido. In: *Proceedings of the 9th International Modelica Conference (September 3-5, 2012)*. Munich, Germany, 2012. P. 941-948.
- Е.С. Баланкина. *Вестник МГТУ им. Н.Э. Баумана. Сер. Естественные науки*. **4**, 117-126 (2008).
- Y.A. Sokolov, Y.I. Shamlitsky, D.A. Korchikov, D.A. Semidotskiy, D.A. Boyko, I. V Rozmanov. *IOP Conference Series: Materials Science and Engineering*. **3**, 1-11 (2020).
- R.C. Reid, J.M. Prausnitz, B.E. Poling. *The Properties of Gases and Liquids*, McGraw-Hill, **10** (1987).
- М.Л. Варламов, С.В. Беньковский, Е.Л. Кричевская. *Производство кальцинированной соды и поташа при комплексной переработке нефелинового сырья*. Химия, Москва, 1977. 173 с.
- М.А. Михеев М.А., И.М. Михеева. *Основы теплопередачи*. Энергия, Москва, 1977. 344 с.
- Д.А. Лабунцов. *Труды ЦКТИ*. **95**, 82-88 (1961).
- К. А. Козин, Е. В. Ефремов, М. И. Грачев. *Молодой ученый*. **10(90)**, 223-228 (2015).
- Д. В. Ключникова, А. И. Ключников *Международный научно-исследовательский журнал*, **4(35)**, 69–70 (2015).
- Э.В. Боровкова, Е.В. Пантюхина, О.В. Пантюхин. *Известия Тульского государственного университета*. **2**, 346-350 (2018).
- Э.В. Боровкова, Е.В. Пантюхина. *Известия Тульского государственного университета*. Технические науки. **6**, 509-513 (2018).
- Д.Г. Чистяков, В.О. Голубев, А.В. Александров, Е.Ю. Локк, Ю.А. Донцов. *Цветные металлы и минералы*. 116-122 (2017).
- Свидетельство о регистрации программы для ЭВМ RU 2018664039, 09.11.2018.

References

- D.G. Chistyakov, V.O. Golubev, A.V. Aleksandrov. *ММТТ*-36. **1**, 12–16 (2023).
- M.S. Moiseenkov, S.A. Mazunin, V.L. Chechulin. *Bulletin of Perm University*. **2**, 36–45 (2012).

3. A.G. Laptev, N.A. Nikolaev, M.M. Basharov. *Methods for Intensification and Modeling of Heat and Mass Transfer Processes*. Teplotekhnika, Moscow, 2011. 335 pp.
4. V.M. Ronkin. Ph.D. thesis in Technical Sciences, Ural State Technical University. Yekaterinburg, 2004. 24 pp.
5. V.M. Ronkin, V.M. Kovzel. *The Chemical Industry Today*. **3**, 47–56 (2011).
6. D.G. Chistyakov, D.G., V.O. Golubev, V.O., A.V. Aleksandrov, A.V. VTU. **26(10)**, 159–165 (2023).
7. D.G. Kalishuk, N.P. Saevich, A.I. Vilkotsky. *Processes and Apparatus in Chemical Technology*. BSTU, Minsk, 2011. 426 pp.
8. T.D. Lanina, B.G. Varfolomeev, O.A. Karmanova. *Calculation and Design of Evaporation Plants*. UGTU, Ukhta, 2009. 118 pp.
9. Alberto de la Calle, Luis J. Yebra, Sebastian Dormido. In: *Proceedings of the 9th International Modelica Conference (September 3–5, 2012)*. Munich, Germany, 2012. pp. 941–948.
10. E.S. Balankina. *Bulletin of the N.E. Bauman Moscow State Technical University. Natural Sciences Series*. **4**, 117–126 (2008).
11. Y.A. Sokolov, Y.I. Shamlitsky, D.A. Korchikov, D.A. Semidotskiy, D.A. Boyko, I. V. Rozmanov. *IOP Conference Series: Materials Science and Engineering*. **3**, 1–11 (2020).
12. R.C. Reid, J.M. Prausnitz, B.E. Poling. *The Properties of Gases and Liquids*, McGraw-Hill, **10** (1987).
13. M.L. Varlamov, S.V. Benkovsky, E.L. Krichenskaya. *Production of Soda Ash and Potash in the Integrated Processing of Nepheline Ore*. Khimiya, Moscow, 1977. 173 pp.
14. M.A. Mikheev, M.A., I.M. Mikheeva. *Fundamentals of Heat Transfer*. Energiya, Moscow, 1977. 344 pp.
15. D.A. Labuntsov. *Proceedings of the Central Research Institute of Thermal Engineering*. **95**, 82–88 (1961).
16. K. A. Kozin, E. V. Efremov, M. I. Grachev. *Young Scientist*. **10(90)**, 223–228 (2015).
17. D. V. Klyuchnikova, A. I. Klyuchnikov *International Scientific Research Journal*, **4(35)**, 69–70 (2015).
18. E. V. Borovkova, E. V. Pantyukhina, O. V. Pantyukhin. *Proceedings of Tula State University*. **2**, 346–350 (2018).
19. E.V. Borovkova, E.V. Pantyukhina. *Proceedings of Tula State University. Technical Sciences*. **6**, 509–513 (2018).
20. D.G. Chistyakov, V.O. Golubev, A.V. Aleksandrov, E.Yu. Lolk, Yu.A. Dontsov. *Nonferrous Metals and Minerals*. 116–122 (2017).
21. Certificate of Registration of a Computer Program RU 2018664039, November 9, 2018.

© Д. Г. Чистяков – канд. техн. наук, начальник отдела Математического моделирования химико-технологических систем, ООО «РУСАЛ ИТЦ», Красноярск, Россия, dmitriy.chistyakov@rusal.com; М. В. Брендель – руководитель направления департамента оборудования и новых технологий, ООО «РУСАЛ ИТЦ», e-mail: Mikhail.Brendel@rusal.com; С. Ф. Ордон – заместитель генерального директора по глиноземному направлению и экологии, ООО «РУСАЛ ИТЦ», e-mail: Sergey.Ordon@rusal.com.

© D. G. Chistyakov – PhD (Technical Sci.), Head of Chemical Engineering Systems, Mathematical Modelling Department (Alumina Production), RUSAL Engineering & Technology Center, Krasnoyarsk, Russia, dmitriy.chistyakov@rusal.com; M. V. Brendel - Industry Segment Meneger, Dept. of Equipment & New Technology, RUSAL Engineering & Technology Center, Mikhail.Brendel@rusal.com; S. F. Ordon – Deputy General Director for Alumina Industry and Ecology, RUSAL Engineering & Technology Center, Sergey.Ordon@rusal.com.

Дата поступления рукописи в редакцию – 01.06.26.

Дата принятия рукописи в печать – 18.06.26.