

УДК 658.28:665.63:338.44

Быканов С.Н., Горбунов К.А., Горбунова О.В., Ким А.Е.

ТЕПЛОВАЯ ИНТЕГРАЦИЯ ПРОЦЕССА ВЫПАРИВАНИЯ ЕДКОГО НАТРА

Как известно, выпарные установки являются крупными потребителями тепла. В связи с этим, снижение потребления энергии в процессе выпаривания является актуальной задачей, которая может быть решена несколькими способами [1]. Классический способ – объединение нескольких выпарных аппаратов (ВА) в многокорпусную выпарную установку (МВУ), в которой вторичный пар предыдущего корпуса используется в качестве греющего в последующем. Другой способ – интенсификация тепло- и массообмена в самих ВА с применением различных поверхностей, отвод конденсата по участкам, организация капельной конденсации, повышение скорости пара. Иногда для снижения энергопотребления в схеме выпарной установки применяют термокомпрессор (тепловой насос) [1–3].

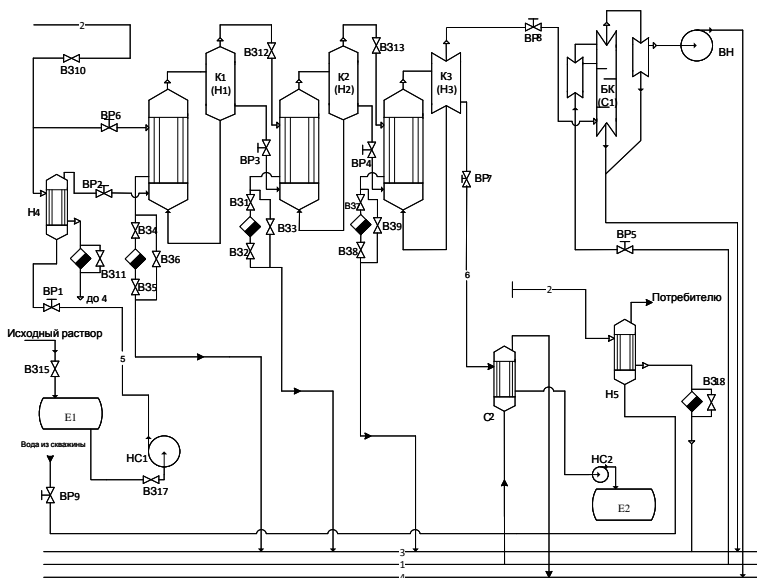
Для снижения энергозатрат в процессе выпаривания также используют метод рекуперации тепла. При этом происходит утилизация вторичных энергоресурсов: потоков конденсата греющего и вторичного паров, раствора различных параметров, которые целесообразно использовать для повышения эффективности использования тепла в выпарной установке. Наиболее полная утилизация тепла в этом случае может быть использована при использовании метода пинч-анализа, который позволяет добиться максимальной рекуперации тепла и максимального снижения потребления греющего пара и охлаждающей воды: т.е. холодных и горячих утилит [4].

Опыт проведения такого рода исследований уже был представлен авторами в предыдущих трудах [5–7]. В данной работе была рассмотрена технологическая схема трехкорпусной выпарной установки для выпаривания едкого натра (NaOH) производительностью 7000 кг/час. Начальная концентрация раствора 15 % (масс), конечная 44 % (масс). Давление греющего пара в первом корпусе 10 атм, в барометрическом конденсаторе 0,2 атм. Схема выпарки протivotочная, циркуляция естественная.

Принципиальная технологическая схема процесса выпаривания едкого натра с тремя корпусами выпарных аппаратов приведена на рис. 1. В схеме использовались выпарные аппараты с естественной циркуляцией раствора и вынесенной греющей камерой.

Исходный раствор NaOH из емкости E1 насосом HC1 направляется в подогреватель H4, где подогревается до температуры кипения, и направляется на выпаривание в первый корпус МВУ. Первый корпус K1 (H1) обогревается свежим греющим паром. В первом корпусе раствор NaOH кипит и упаривается с образованием вторичного пара. Вторичный пар, образующийся при упаривании раствора, направляется в качестве греющего во второй корпус K2 (H2). Сюда же поступает частично сконцентрированный раствор из первого корпуса. Аналогично, упаренный раствор из второго корпуса подается в третий корпус K3 (H3), обогреваемый вторичным паром второго корпуса. Упаренный раствор NaOH (готовый продукт) из третьего корпуса охлаждается в холодильнике C2 и поступает в емкость E2. По мере прохождения из корпуса в корпус давление и температура пара понижаются, и из последнего (третьего) корпуса пар выходит с

низкими параметрами, поэтому его направляют в барометрический конденсатор БК (С1), в котором при конденсации пара образуется вакуум. Раствор и вторичный пар перемещается из корпуса в корпус самотеком благодаря общему перепаду давлений, возникающему в результате избыточного давления в первом корпусе и вакуума в барометрическом конденсаторе. Воздух и неконденсируемые газы, поступающие в установку с паром и охлаждающей водой (в конденсаторе), а также через неплотности трубопроводов, отсасываются через ловушку вакуум-насосом ВН.



Условные обозначения	Название среды в трубопроводе
1	Вода
2	Пар
3	Конденсат
4	В канализацию
5	Исходный раствор
6	Упаренный раствор

Обозначения	Названия	Кол-во
K1-3	Аппарат выпарной	3
БК(С1)	Барометрический конденсатор	1
ВН	Вакуум насос	1
НС1-2	Насос	2
Е1-2	Емкость	2
ВР1-9	Вентиль регулировочный	9
В31-18	Вентиль запорный	17
С2	Холодильник	1
Н4,Н5	Подогреватели	2

Рисунок 1 – Принципиальная технологическая схема процесса выпаривания NaOH (до реконструкции)

Как видно, рекуперация тепла при проведении выпаривания по такой принципиальной схеме происходит, но не в полной степени. Рекуперация тепла осуществляется за счет использования теплоты вторичного пара для обогрева последующих корпусов установки. Теплота конденсатов, упаренного раствора и вторичного пара из третьего корпуса не используется. Расчеты показывают, что при выпаривании раствора NaOH в трехкорпусной выпарной установке по такой принципиальной технологической схеме выпаривания, общий расход греющего пара на проведение процесса составит 0,96 кг/с, (при абсолютном давлении пара $P_{zn} = 10$ атм.). Сюда входит расход греющего пара на проведение выпаривания в трехкорпусной установке, расход пара на подогрев исходного раствора до температуры кипения, расход пара на подогрев воды на технические нужды. Расход охлаждающей воды составит 21,68 кг/с при разности температур 20°C . Общие затраты горячих утилит составляют: горячего $Q_H=1869,16$ кВт (подвод тепла), холодных утилит $Q_C=1816,71$ кВт (отвод тепла). Количество тепла, которое необходимо затратить на подогрев исходной смеси по такой схеме, составит 941,74 кВт. Количество рекуперированного тепла, за счет обогрева последующих корпусов теплом вторич-

ного пара, составит 1769,75 кВт. Расчеты были проведены на основе материального и теплового баланса многокорпусной выпарной установки.

С целью снижения энергозатрат был рассмотрен вариант модернизации технологической схемы процесса выпаривания с тепловой интеграцией основных технологических потоков на основе метода пинч-анализа. Для этого были рассчитаны расходы, теплоемкости и тепловые нагрузки основных технологических потоков, необходимые для анализа. В качестве основных потоков были выбраны:

горячие потоки: конденсаты 1,2 и 3 корпусов; вторичный пар из 1, 2 и 3 корпуса; упаренный раствор NaOH;

холодные потоки: исходный раствор NaOH; раствор NaOH в 1, 2 и 3 корпусах; вода на технические нужды.

В качестве основных характеристик учитывались: расход G (кг/с); начальная и конечная температура T_H, T_K ($^{\circ}\text{C}$); теплоемкость c (кДж/кг $\cdot^{\circ}\text{C}$) В соответствии с зависимостью

$$\Delta H = G \cdot c \cdot (T_H - T_K) = CP \cdot (T_H - T_K)$$

были рассчитаны потоковые теплоемкости потоков CP (кВт/ $^{\circ}\text{C}$) и тепловые нагрузки потоков ΔH (кВт), результаты которых приведены в таблице 1.

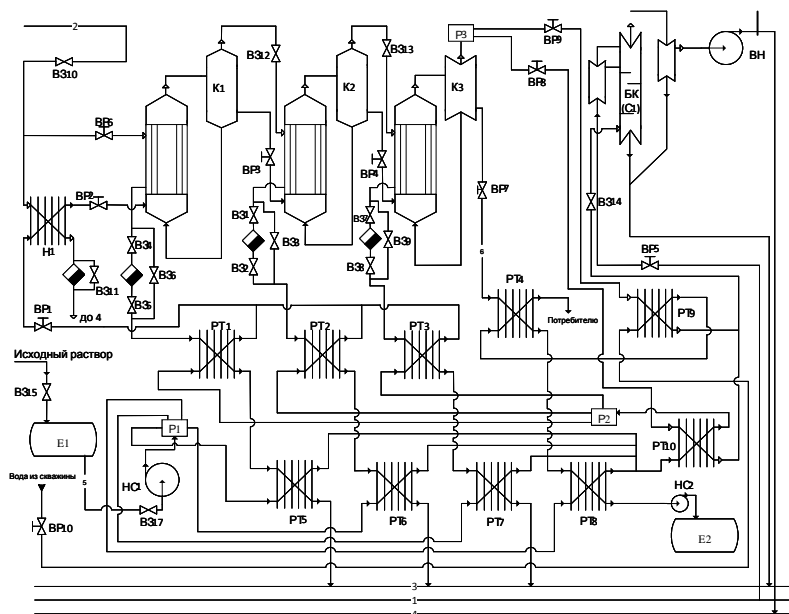
Таблица 1

№	Наименование потока	G , кг/с	T_H , $^{\circ}\text{C}$	T_K , $^{\circ}\text{C}$	c , кДж/(кг $\cdot^{\circ}\text{C}$)	CP , кВт/ $^{\circ}\text{C}$	ΔH , кВт
1	Конд. с 1 корп.	0,404	172	30	4,216	1,703	241,83
2	Конд. с 2 корп.	0,381	142	30	4,2	1,6	179,2
3	Конд. с 3 корп.	0,432	105	30	4,189	1,81	135,75
4	Вт.п. с 1 корп. (г)	0,381	149,7	149,7	–	–	807,85
5	Вт.п. с 2 корп. (г)	0,432	112,8	112,8	–	–	961,94
6 а	Вт.п. с 3 корп. (г)	0,469	50	50	–	–	1155,52
6 б	Вт.п. с 3 корп. (г)	0,469	50	47	4,19	1,965	5,9
7	Упар. р-р NaOH	0,662	81	30	2,930	1,94	98,94
8	Исх. смесь (х)	1,944	20	156	3,562	6,925	941,8
9	Р-р NaOH 1 кор.	1,944	157	157	–	–	817,92
10	Р-р NaOH 2 кор.	1,563	125	125	–	–	807,83
11	Р-р NaOH 3 кор.	1,131	82	82	–	–	961,92
12	Вода на тех. н.	0,522	20	70	4,19	2,187	109,35

По данным табл. 1 были построены составные кривые горячих и холодных потоков. С учетом оптимального соотношения энергетических и капитальных затрат было принято $\Delta T_{min} = 8^{\circ}\text{C}$.

Используя метод табличного алгоритма, было получено значение рекуперации $Q_{рек} = 2485,2$ кВт тепла. На основе сеточной диаграммы была спроектирована технологическая схема процесса выпаривания после реконструкции с тепловой интеграцией основных технологических потоков.

Из схемы видно, что поток исходного раствора NaOH после емкости E1 разбивается на несколько потоков в распределителях (делителях) P1 и P2. Это необходимо для обеспечения рекуперации тепла горячих потоков: конденсатов корпусов, упаренного раствора, вторичного пара. Действительно, тепло конденсатов 1,2, и 3 корпусов используется для подогрева исходной смеси NaOH. Это происходит в рекуперативных теплообменниках РТ1-3, РТ5-7. Тепло упаренного раствора NaOH также используется для подогрева исходной смеси и для подогрева воды на технические нужды. Это происходит: в рекуперативном теплообменнике РТ4 – подогревается вода на техн. нужды (вода из скважины), в РТ8 – подогревается исх. смесь. Тепло вторичного пара 1 и 2 корпусов идет на обогрев 2 и 3 корпусов установки (как и раньше), а тепло вторичного пара 3 корпуса частично используется для подогрева исходного раствора (РТ-10) и воды на технические нужды (РТ9). За счет этого количество горячих утилит, т.е. тепла, необходимого для подогрева исходного раствора и воды на тех. нужды, снизилось на 714 кВт и составило $Q_{H min} = 1155,2$ кВт. Количество холодных утилит, т.е. тепла, которое необходимо отнимать для охлаждения конденсатов и упаренного раствора, снизилось на 715 кВт и составило $Q_{C min} = 1101,9$ кВт.



Условные обозначения	Название среды в трубопроводе
1	Вода
2	Пар
3	Конденсат
4	В канализацию
5	Исходный раствор
6	Упаренный раствор

Обозначения	Названия	Кол-во
K1-3	Аппарат выпаривающей	3
БК(С1)	Барометрический конденсатор	1
ВН	Вакуум насос	1
Н1	Подогреватель	1
РТ1-10	Рекуп. ТА	10
НС1-2	Насос	2
Р1-2-3	Разделитель	3
E1-2	Емкость	2
ВР1-9	Вентиль регулировочный	9
В31-18	Вентиль запорный	17

Рисунок 2 – Технологическая схема процесса выпаривания NaOH после реконструкции

Выводы. Таким образом, в работе была проведена реконструкция технологической схемы процесса выпаривания NaOH с применением метода пинч-анализа, целью

которой является снижение энергозатрат. В результате удалось снизить количество горячих утилит с 1869,2 кВт до 1155,2 кВт. Расход греющего пара снизился с 0,96 до 0,57 кг/с. Это на 38,2 % меньше, чем до реконструкции. Количество холодных утилит удалось снизить с 1816,7 кВт до 1101,7 кВт. Расход охлаждающей воды уменьшился с 21,68 до 13,15 кг/с. Это на 39,3 % меньше по сравнению с принципиальной технологической схемой процесса выпаривания (рис. 1). Естественно, подобная схема (рис. 2) требует установки новых теплообменных аппаратов, установки соответствующих средств автоматизации, что приведет к увеличению капитальных затрат. Однако увеличение капитальных затрат в данном случае оправдано, так как в результате капиталовложений снизится энергоемкость производства в целом.

Срок окупаемости модернизированной технологической схемы процесса выпаривания раствора NaOH по сравнению с осуществлением этого процесса по принципиальной технологической схеме МВУ составит около 3-х лет.

Литература

1. Выпаривание. Е.И. Таубман. М.: Химия, 1982.– 328 с.
2. Випарювання і випарні апарати у розрахунках і конструюванні. Навчальний посібник / В.Р. Кулінченко, В.Г. Мирончук. К.: Кондор, 2006.– 392 с.
3. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л.Л., ГОТЛИНСЬКА А.П. та ін. Процеси та апарати хімічної технології. Підручник. У двох книгах. Книга 1 / Під заг. ред. Л.Л. ТОВАЖНЯНСЬКОГО. – Харків: НТУ «ХП», 2007. – 616 с.
4. Смит Р. Основы интеграции тепловых процессов / Р. Смит, Й. Клемеш, Л. Л. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ, П. А. Капустенко, Л.М. Ульев. – Харьков: ХГПУ, 2000. – 457 с.
5. Хіміч О.І., Перевертайленко О.Ю., Горбунов К.О., Рябова І.Б. Теплова інтеграція процесу концентрування суміші у виробництві броміду натрію // Наукові праці.– Випуск 45, Т.3.– Одеса: Одеська національна академія харчових технологій.– 2014.– С. 176–179.
6. ТОВАЖНЯНСЬКИЙ Л.Л., Перевертайленко О.Ю., Гарев А.О., Горбунов К.О., Биканов С.М., Толста Н.О. Покращення теплової інтеграції процесу концентрування квасного суслу Наукові праці.– Випуск 39 Т.2.– Одеса: Одеська національна академія харчових технологій.– 2011.– С. 146–151.
7. Болдирев С.О., Крикун О.І., Толста Н.О. Застосування засобів комп'ютерної інтеграції та автоматизація процесу концентрування розчину нітрату натрію // Тези доповідей на науковій конференції «Мікрокад-2010» Інформаційні технології: наука, техніка, технологія, освіта здоров'я: Тези доповідей XVIII міжнародної науково-практичної конференції, Ч. III (12–14 травня 2010 р., Харків). С. 7.

Bibliography (transliterated)

1. Vyiparivanie. E.I. Taubman. M.: Himiya, 1982.– 328 p.
2. Vyparyuvannya i viparni aparati u rozrahunkah i konstruyuvanni. Navchalnyi posibnik / V.R. Kulinchenko, V.G. Mironchuk. K.: Kondor, 2006.– 392 p.

3. Tovazhnyanskyy L.L., Gotlinska A.P. ta in. protsesi ta aparati himichnoyi tehnologiyi. Pidruchnik. u dvoh knigah. kniga 1 / Pid zag. red. L.L. Tovazhnyanskogo L.. – Harkiv: NTU «HPI», 2007. – 616 p.

4. Smit R. Osnovyi integratsii teplovyih protsessov / R. Smit, Y. Klemesh, L.L. Tovazhnyanskyy, P.A. Kapustenko, L.M. Ulyev. – Harkov: HGPU, 2000. – 457 p.

5. Himich O.I., Perevertaylenko O.Yu., Gorbunov K.O., Ryabova I.B. Teplova integratsiya protsesu kontsentruvannya sumishi u virobnitstvi bromidu natriyu // Naukovi pratsi.– Vipusk 45, T.3.– Odesa: Odeska natsionalna akademiya harchovih tehnologiy.– 2014.– P. 176–179.

6. Tovazhnyanskyy L.L., Perevertaylenko O.Yu., Garev A.O., Gorbunov K.O., Bikanov S.M., Tolsta N.O. Pokraschennya teplovoyi Integratsiyi protsesu kontsentruvannya kvasnogo susla Naukovi pratsi.– Vipusk 39 T.2.– Odesa: Odeska natsionalna akademiya harchovih tehnologiy.– 2011.– P. 146–151.

7. Boldirev S.O., Krikun O.I., Tolsta N.O. Zastosuvannya zasobiv komp'yuternoyi integratsiyi ta avtomatizatsiya protsesu kontsentruvannya rozchinu nitratu natriyu // Tezi dopovidey na naukoviy konferentsiyi «Mikrokad-2010» Informatsiyntehnologiyi: nauka, tehnika, tehnologiya, osvita zdorov'ya: Tezi dopovidey XVIII mizhnarodnoyi naukovopraktichnoyi konferentsiyi, Ch. III (12–14 travnya 2010 r., Harkiv). P. 7.

УДК 658.28:665.63:338.44

Биканов С.М., Горбунов К.О., Горбунова О.В., Кім А.Є.

ТЕПЛОВА ІНТЕГРАЦІЯ ПРОЦЕСУ ВИПАРЮВАННЯ ІДКОГО НАТРУ

Проведена реконструкція технологічної схеми процесу випарювання NaOH з застосуванням методу пінч-аналізу, метою якої є зниження енерговитрат. До основного результату можна віднести зниження гарячих утиліт до 1155,2 кВт, а холодних до 1101,7 кВт.

Bykanov S., Gorbunov K., Gorbunova O., Kym A.

THERMAL INTEGRATION OF SODIUM HYDROXIDE EVAPORATION

Technological scheme reconstruction for NaOH evaporation process using the pinch analysis method was made. The aim of reconstruction was to reduce energy consumption. The main results is decreasing of hot utilities to 1155,2 kW and cool to 1101,7 kW.