

УДК 661.63:662.6

Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М., Болдырев С.А.

**ОПРЕДЕЛЕНИЕ ЭНЕРГОСБЕРЕГАЮЩЕГО ПОТЕНЦИАЛА
В ЭКСТРАКЦИОННОМ ПРОЦЕССЕ ПРОИЗВОДСТВА
ФОСФОРНОЙ КИСЛОТЫ**

АО «Содружество-Т», Харьков

Введение

Вряд ли человечество когда-нибудь в будущем вернется в "идиллию экологического равновесия", существовавшую до Неолитической революции, когда оно было интегрировано в естественные биосферные циклы. Переход к производящей экономике нарушил эту интеграцию, и численность человечества начала расти в соответствии с потенциалом цивилизации. Основным ресурсом, обеспечивающим условия существования и развития современной цивилизации, стала энергия, с помощью которой обеспечивается как производство продуктов питания, так и удовлетворяются другие потребности человека.

К началу XX века экстенсивное использование сельскохозяйственных земель позволяло обеспечивать продуктами питания около 1 млрд. жителей планеты. В настоящее время численность населения Земли увеличилась более, чем в 6 раз, и обеспечение питанием людей сейчас и в будущем невозможно без интенсивного возделывания сельскохозяйственных земель, что предполагает использование минеральных удобрений, обеспечивающих высокое и устойчивое плодородие почвы. К основным элементам, обеспечивающим жизнедеятельность растений, относится фосфор.

Для производства простых и сложных фосфорсодержащих удобрений используется фосфорная кислота, значение которой также велико в полупроводниковой электронике, медицине, оптике и других отраслях промышленности, но основное крупнотоннажное ее производство направлено на удовлетворение потребностей сельского хозяйства.

В работе Беглова Б.М. и Жекеева М.И. [1] показано, что в настоящее время экономически наиболее выгоден экстракционный способ получения фосфорной кислоты. Это связано с меньшим его удельным энергопотреблением по сравнению с термическим способом и простой возможностью экстракционной очистки конечного продукта.

Уменьшение удельного энергопотребления при производстве фосфорной кислоты, впрочем, как и других продуктов, оказывает положительное влияние не только на конкурентоспособность производителя, но и на окружающую среду вследствие уменьшения как выбросов вредных веществ, так и эмиссии парниковых газов.

Поэтому в данной работе определяется энергосберегающий потенциал на работающем предприятии в экономически наиболее выгодном процессе производства фосфорной кислоты – экстракционном процессе.

Анализ технологического процесса

На рассматриваемом предприятии производство экстракционной фосфорной кислоты осуществляется в дигидратном процессе, технологическая схема которого включает две основные стадии. На первой стадии проводится экстракция фосфорной кислоты из подготовленного фосфатного сырья с помощью концентрированной серной

кислоты при циркуляции оборотной фосфорной кислоты, охлаждение образовавшейся пульпы и ее фильтрация.

На второй стадии производства осуществляется концентрирование экстрагированной фосфорной кислоты. Концентрирование осуществляется выпариванием в однокорпусной вакуум-выпарной установке.

Наибольшее потребление тепловой энергии происходит на стадии концентрирования, а на стадии экстрагирования наоборот тепловая энергия выделяется, но в настоящее время провести тепловую интеграцию всего процесса на обследуемом предприятии невозможно по технологическим ограничениям, поэтому в дальнейшем рассматривается только выпарное отделение (рис. 1).

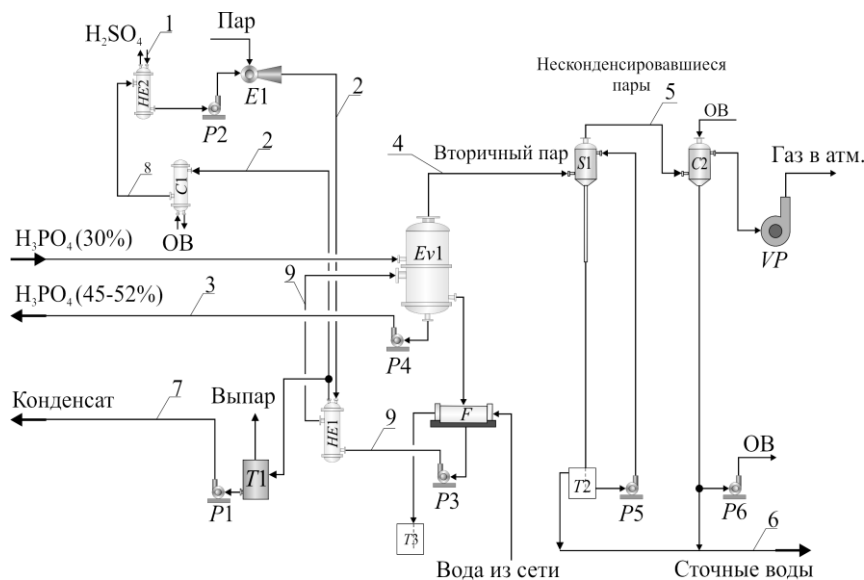


Рисунок 1 – Принципиальная технологическая схема установки концентрации фосфорной кислоты: P1–P6 – насосы, T1–T3 – емкости, C1, C2 – конденсаторы, Ev1 – выпарка, E1 – парозежектор, VP – вакуумный насос, F – фильтр, HE – теплообменники

Фосфорная кислота с концентрацией 30 % подается в выпарной аппарат Ev1. Из нижней части выпарного аппарата отбирается циркуляционный поток концентрированной кислоты и подается на фильтрацию (F). Отфильтрованная кислота прокачивается насосом P3 через теплообменник (HE1), где нагревается паром, и затем возвращается обратно в выпарной аппарат. Из нижней части выпарного аппарата отводится также фосфорная кислота концентрацией 45–52 %, которая поступает в емкость готовой кислоты. В теплообменнике HE1 пар, нагревающий кислоту, конденсируется и отводится по двум линиям. Первый поток направляется в сборник конденсата T1 и затем отводится с установки. Второй поток конденсата охлаждается в водяном холодильнике C1 и направляется в теплообменник HE2 для охлаждения серной кислоты. Конденсат в теплообменнике HE2 нагревается потоком горячей серной кислоты и насосом P2 подается в эжектор E1. В эжекторе конденсат смешивается с острым паром, испаряется и поступает в теплообменник HE1.

Пары из испарителя Ev1 поступают в скруббер S1, где происходит конденсация фтор содержащих соединений, для этого в скруббер подают промывную воду. Сконденсированные пары и вода собираются в барометрической емкости, откуда вода возвращается насосом P5 в скруббер, а балансовое количество отводится на очистные сооружения. Пары и газы из скруббера поступают в конденсатор, где конденсируются

охлаждающей водой. Конденсат отводится в канализацию. Неконденсируемые пары и газы отсасываются вакуум насосом и выбрасываются в атмосферу.

С помощью изучения технологического регламента процесса получения экстракционной фосфорной кислоты, технологических схем, прилагаемых к регламенту и работы с персоналом, обслуживающим процесс, определены основные технологические потоки данного процесса и их характеристики.

Поток 1. Исходная фосфорная кислота 30 %. Поступает в выпарной аппарат с параметрами $G = 25,6$ т/ч, $t = 40$ °С.

Поток 2. Серная кислота. Поступает в теплообменник HE2, охлаждается и подается на стадию экстракции. $G = 44$ т/ч, $t_{нач} = 94$ °С, $t_{кон} = 45$ °С.

Поток 3. Пар (конденсат пара). Поступает в теплообменник HE1 и конденсируется, часть конденсата выводится с установки с параметрами $G = 15,44$ т/ч, $t = 150$ °С.

Поток 4. Конденсат. Часть потока после HE1 охлаждается в водяном холодильнике, затем нагревается в теплообменнике HE2 и подается в эжектор с параметрами $G = 15,95$ т/ч, $t_1 = 150$ °С, $t_2 = 35$ °С, $t_3 = 83$ °С.

Поток 5. Циркуляция выпарного аппарата. Отбирается из выпарного аппарата, фильтруется, подогревается в теплообменнике и возвращается в выпарной аппарат с параметрами $G = 2040$ т/ч, $t_{нач} = 72$ °С, $t_{кон} = 78$ °С.

Поток 6. Фосфорная кислота (45–2 %). Поступает из выпарного аппарата в емкость готовой продукции с параметрами $G = 14,45$ т/ч, $t = 73$ °С.

Поток 7. Пары выпарного аппарата. Поступают из выпарного аппарата в скруббер с параметрами $G = 11,15$ т/ч, $t_{нач} = 72$ °С, $t_{кон} = 45$ °С.

Поток 8. Пары скруббера. Поступают из скруббера в конденсатор смешения, где конденсируются охлаждающей водой с параметрами $G = 8,8$ т/ч, $t_{нач} = 45$ °С, $t_{кон} = 38$ °С.

Поток 9. Сточные воды. Сконденсировавшиеся пары и газы из скруббера и конденсатора смешения отводятся в канализацию с параметрами $G = 10,35$ т/ч, $t_{нач} = 40$ °С, $t_{кон} = 25$ °С.

Поток 10. Промывка фильтра. Сетевая вода поступает на промывку фильтра фосфорной кислоты и отводится в емкость промывной воды.

Поток 11. Охлаждающая вода. Поступает для охлаждения в кожухотрубчатый холодильник и в конденсатор смешения и отводится на градирню с температурами $t_{нач} = 25$ °С, $t_{кон} = 40$ °С.

Поток 12. Неконденсируемые пары и газы. Отбираются вакуум насосом и выбрасываются в атмосферу. $t = 38$ °С.

Далее для вычисления технологических потоковых данных был составлен материальный баланс установки концентрирования фосфорной кислоты, включая материальный баланс выпарной установки (Таблица 1).

Таблица 1 – Материальный баланс установки концентрирования фосфорной кислоты

Приход, т/ч		Расход, т/ч	
Фосфорная кислоты (30%)	25,60	Фосфорная кислота (45/52%)	14,45
Пар	15,58	Конденсат	15,58
Серная кислота	44,00	Вода	10,35
		Серная кислота	44,00
		Неконденсируемые газы	0,80
Итого	85,18	Итого	85,18

Сбор данных для интеграции

Для анализа энергопотребления и структуры теплообменной сети необходимо выделить технологические потоки, участвующие в теплообмене, а также потоки, которые могут быть включены в тепловую интеграцию. Из описанных нами выше потоков следующие потоки, участвующие в теплообмене, могут быть включены в анализ и тепловую интеграцию:

- серная кислота;
- конденсат;
- пары выпарного аппарата;
- пары из скруббера;
- циркуляционная фосфорная кислота.

Помимо этого в тепловую интеграцию может быть включен поток конденсата, уходящий с установки с температурой 150 °С. Энергетический потенциал этого потока можно использовать для нагрева холодных потоков, охлаждая его до 35 °С. Поток фосфорной кислоты, покидающий установку при температуре 73 °С, также может быть включен в тепловую интеграцию, поскольку согласно с технологией производства экстракционной фосфорной кислоты поток необходимо охлаждать до 25 °С. Сточные воды, как и предыдущие 2 потока, не участвуют в теплообмене и отводятся с установки при температуре 40 °С с расходом 10,35 т/ч. Этот поток также можно охлаждать до 25 °С и выводить с установки.

Итак, мы определили 9 технологических потоков, которые могут быть включены в тепловую интеграцию на установке концентрирования фосфорной кислоты. Популяция этих потоков приведена на рисунке 2 в температурных интервалах с указанием тепловых нагрузок, что позволяет сделать простой анализ возможных структур рекуперативного теплообмена между технологическими потоками рассматриваемого процесса, что облегчает дальнейший синтез оптимальной теплообменной системы [2].

Используя результаты изучения технологической схемы, регламента и материальный баланс установки, составим таблицу потоковых данных, необходимых для определения тепловой мощности потребляемой установкой концентрирования фосфорной кислоты в настоящее время (Таблица 2).

В итоге, в нашем распоряжении имеется 7 горячих технологических потоков и 2 холодных потока с определенными потоковыми данными [2].

Для дальнейшего анализа нам необходимо определить величину мощности рекуперации в существующем процессе.

В настоящее время технологическая схема процесса включает только один теплообменный аппарат, участвующий в рекуперации тепловой энергии, это теплообменник *HE2* (рис. 1).

Для определения теплоты рекуперации необходимо вычислить температуру серной кислоты после растворения в ней воды. Исходя из полученных данных, количество воды для получения 98 % кислоты равняется 880 кг. Теплота растворения 880 кг воды в серной кислоте будет составлять ~ 897 кДж [3], что позволяет определить температуру серной кислоты на входе в рекуперативный теплообменник *HE2* (Таблица 2), и соответственно мощность рекуперации тепловой энергии в рассматриваемом процессе, которая составляет величину ~ 900 кВт.

Таблица 2 – Система потоков для анализа энергопотребления установки концентрирования фосфорной кислоты

№	Stream name	Тип	t_s , °C	t_T , °C	G , т/ч	C , кДж/кг·К	r , кДж/кг	CP , кВт/К	ΔH , кВт
1	Серная кислота	гор	94	45	44,09	1,5		18,34	900,01
2	Конденсат 1	гор	150	35	15,95	4,19		18,56	2134,60
3	Фосфорная кислота (45/52%)	гор	73	25	14,45	2,30		9,23	443,13
4	Пар 1 (после Ev1)	гор	72	45	11,15	1,96		6,07	163,91
	Конденсат пара 1	гор	45	45	2,35		2394		1562,80
5	Пор 2	гор	45	38	8,80	1,94		4,73	33,11
	Конденсат пара 2	гор	38	38	8,00		2411		5357,80
6	Сточные воды	гор	40	25	10,35	4,19		12,05	180,69
7	Конденсат 3	гор	150	35	15,58	4,19		18,13	2085,30
8	Конденсат 2	хол	35	150	15,95	4,19		18,56	2134,6
9	Фосфорная кислота (циркуляция)	хол	72	78	2040,00	2,30		1303,33	7820,00

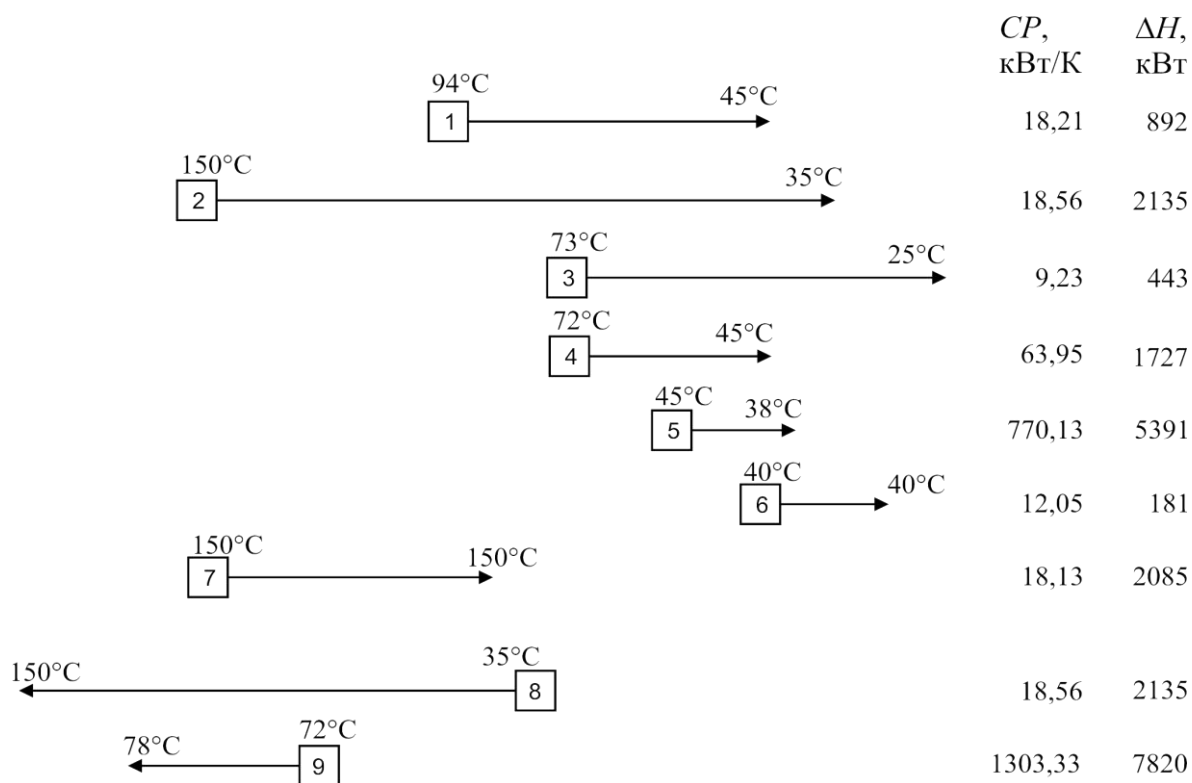


Рисунок 2 – Популяция технологических потоков установки концентрации фосфорной кислоты. Справа указаны потоковые теплоемкости (водные эквиваленты) и тепловые нагрузки для каждого потока

Определение энергосберегающего потенциала

Используя данные технологических потоков из таблицы 2, построим составные кривые для существующего процесса концентрирования фосфорной кислоты (рис. 3).

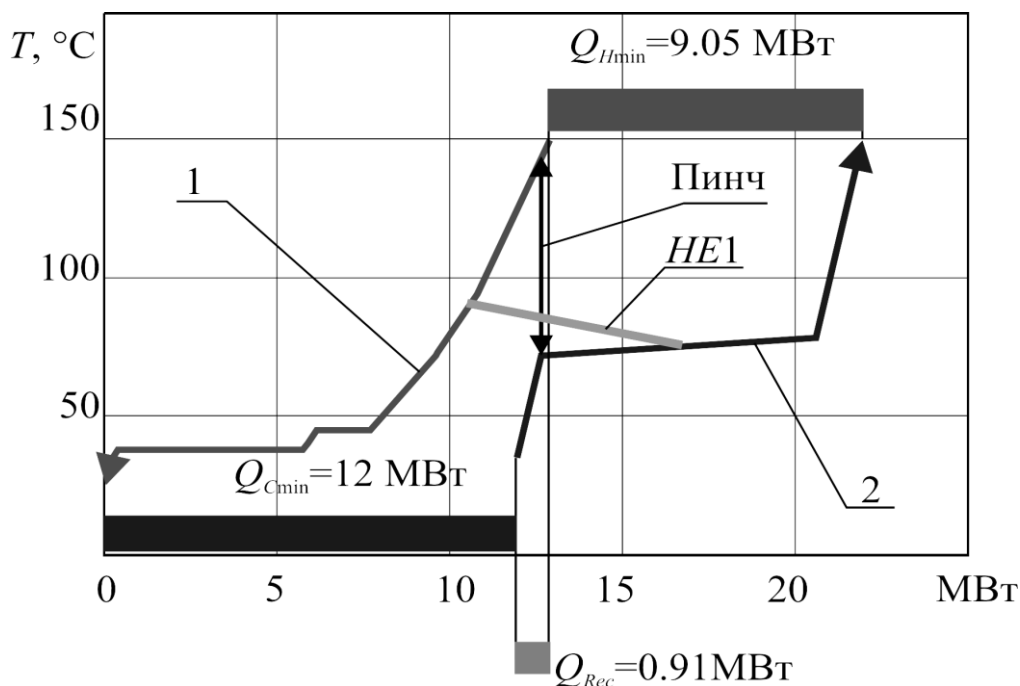


Рисунок 3 – Составные кривые процесса концентрации фосфорной кислоты с существующей в настоящее время системой рекуперации тепловой энергии
 Q_{Hmin} – горячие утилиты, Q_{Cmin} – холодные утилиты, Q_{Rec} – мощность рекуперации тепловой энергии, HE1 – рекуперативный теплообменник
 1 – горячая составная кривая, 2 – холодная составная кривая

Составные кривые дают нам полную энергетическую характеристику существующего процесса концентрирования фосфорной кислоты. Тепловая мощность, необходимая для нагрева всех холодных потоков – проекция холодной составной кривой на ось абсцисс, на которой откладывается потоковое теплосодержание, составляет 9,954 МВт, а мощность, необходимая для охлаждения горячих потоков ~ 12,9 МВт – проекция на ось абсцисс горячей составной кривой.

Если составные кривые расположить так, чтобы область их перекрытия на оси абсцисс была равна значению мощности рекуперации тепловой энергии в изучаемом процессе, то расстояние по оси абсцисс между правыми концами горячей и холодной составной составными кривыми покажет тепловую мощность, потребляемую процессом концентрирования в настоящее время, т.е. значение горячих утилит. Аналогично расстояние между левыми концами составных кривых даст значения холодных утилит.

Горячие утилиты составляют величину порядка 9 МВт, а холодные утилиты – 12 МВт. Горячей утилитой для данного процесса является пар, подаваемый в эжектор, а холодная утилита – охлаждающая вода оборотного цикла. Рекуперация составляет величину около 1 МВт. ΔT_{min} по составными кривым в существующей системе теплообмена равняется 72 °С, хотя на рекуперативном теплообменнике ΔT_{min} составляет 11 °С, что говорит о большом невертикальном теплообмене и завышенной его поверхности [2]. И, по-

сколько пинч локализуется на температурах $TPC = 72\text{ }^{\circ}\text{C}$, $TPH = 144\text{ }^{\circ}\text{C}$ (рис. 3), то рекуперативный теплообменный аппарат *HE2* переносит тепловую энергию через пинч. Удивительно, но в существующем в настоящее время технологическом процессе концентрирования фосфорной кислоты в рекуперации тепловой энергии участвует один теплообменный аппарат, и именно он опосредовано передает тепловую энергию от горячих утилит к холодным, увеличивая потребление как первых, так и вторых, т.е. увеличивая стоимость эксплуатации установки. Расположение этого теплообменника показано на рисунке 3.

Если расположить на рисунке 2 теплообменное оборудование, показанное на существующей технологической схеме, указать тепловую нагрузку теплообменного оборудования, отложить пинч-температуры в соответствии с составными кривыми, то мы получим сеточную диаграмму системы теплообмена установки концентрирования фосфорной кислоты. Сеточная диаграмма теплообменной системы существующего процесса концентрирования фосфорной кислоты представлена на рисунке 4.

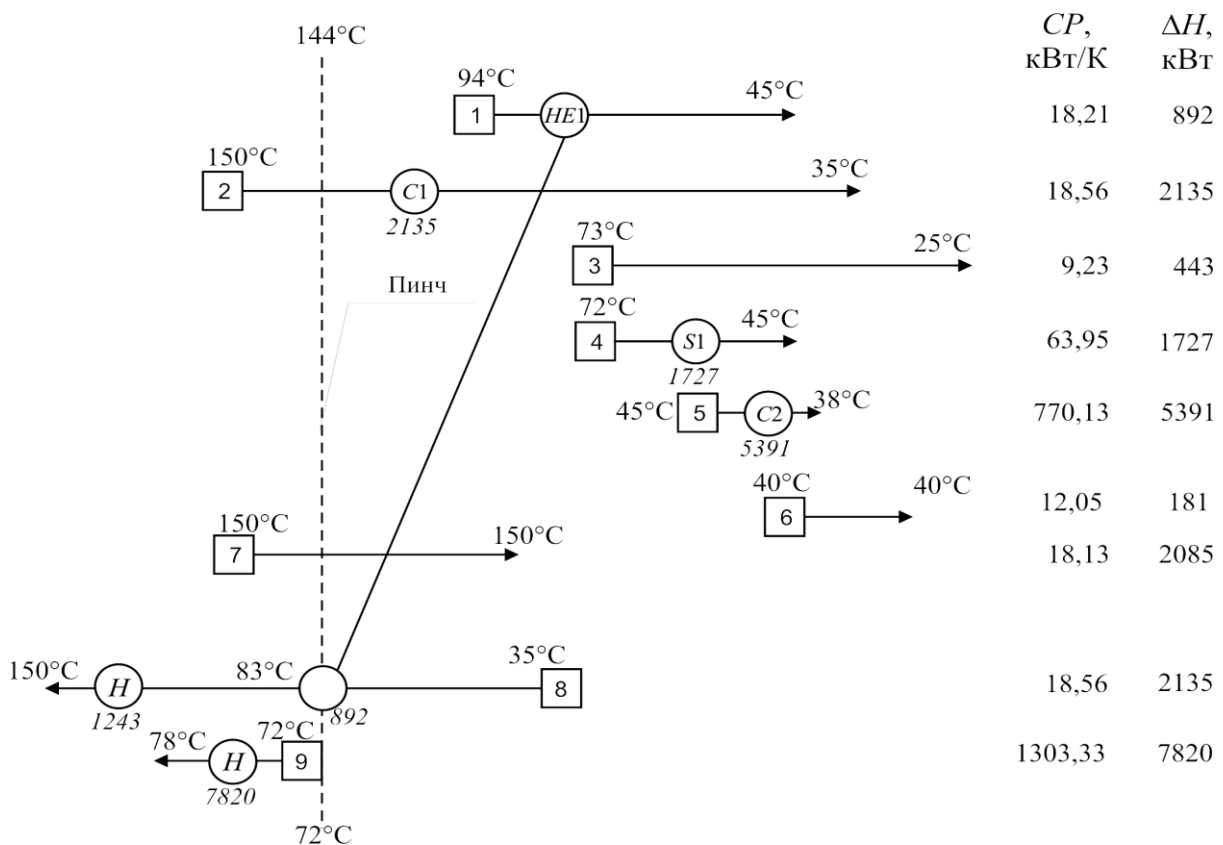


Рисунок 4 – Сеточная диаграмма существующей теплоэнергетической системы установки концентрирования фосфорной кислоты: *C* – холодная утилита (конденсатор), *H* – горячая утилита, *HE* – теплообменный аппарат, *S* – скруббер
Под обозначением оборудования показана его тепловая нагрузка

На рисунке 2 наглядно показан рекуперативный теплообменник *HE1*, расположенный поперек пинча. Это означает, что энергия опосредовано переносится от горячих утилит к холодным [2]. При проектировании оптимальной тепловой схемы данного производства этот теплообменник должен быть инсталлирован в соответствии с пинч-принципами проектирования теплообменных систем [2]. На потоке 2 используются холодные утилиты выше точки пинча, что приводит к увеличению энергопотребления и

также противоречит пинч-принципам проектирования. Потoki 3, 6 и 7 не участвуют в тепловой интеграции, хотя имеют энергетический потенциал, который может быть использован при проектировании новой системы теплообмена для процесса концентрации фосфорной кислоты.

Для определения возможного потенциала энергосбережения построим составные кривые для процесса концентрирования фосфорной кислоты с ΔT_{\min} , для теплообменной сети, равной 5°C , что вполне достижимо на современных высокоэффективных компактных теплообменных аппаратах [5].

На рисунке 5 показаны составные кривые для интегрированного процесса. Мощность рекуперации тепловой энергии увеличивается до $3,14\text{ МВт}$. Горячие утилиты уменьшаются до $6,8\text{ МВт}$, а холодные до $8,87\text{ МВт}$. Это означает, что энергосберегающий потенциал по горячим утилитам равен $2,2\text{ МВт}$, а по холодным – $3,14\text{ МВт}$. Разница в указанных значениях появляется вследствие того, что при уменьшении горячих утилит уменьшается количество потребляемого пара, и, следовательно, снижение холодных утилит происходит как за счет увеличения рекуперации, так и за счет уменьшения длины горячей составной кривой.

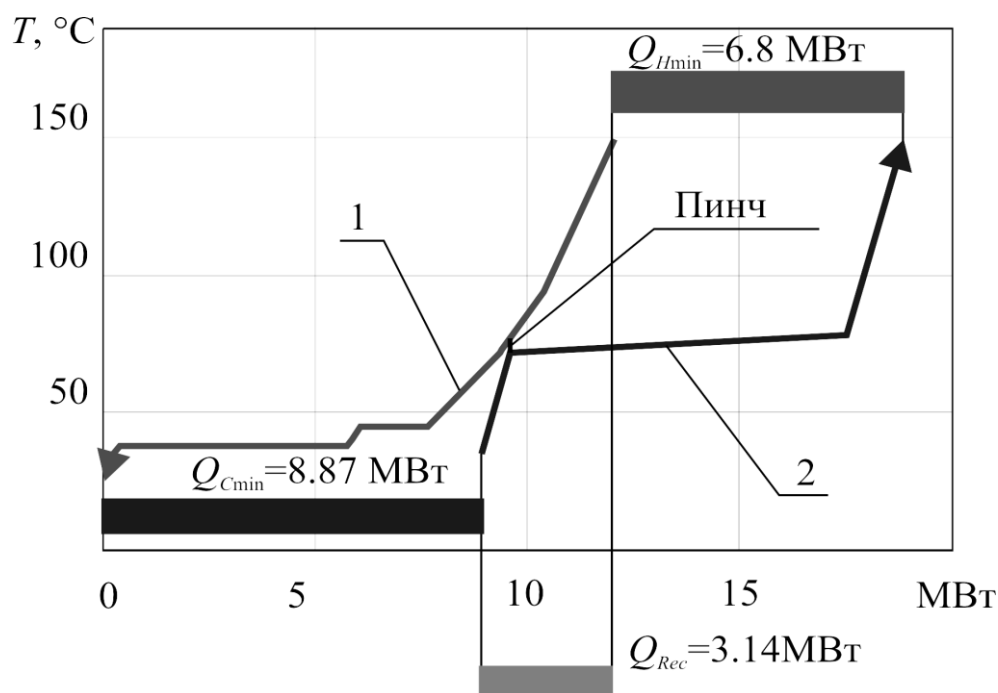


Рисунок 5 – Составные кривые процесса концентрации фосфорной кислоты с возможной его тепловой интеграцией

$Q_{H\min}$ – горячие утилиты, $Q_{C\min}$ – холодные утилиты,
 Q_{Rec} – мощность рекуперации тепловой энергии
 1, 2 – горячая и холодная составные кривые

Стоимость горячих утилит для анализируемого предприятия составляет $150\text{ долл. США/кВт}\cdot\text{год}$, а холодных утилит – $15\text{ долл. США/кВт}\cdot\text{год}$. Это позволяет выразить энергосберегающий потенциал процесса концентрации фосфорной кислоты в деньгах, что составляет сумму в $376\,500\text{ долл. США}$. В таблице 3 представлены результаты возможной экономии энергии при уменьшении ΔT_{\min} в системе теплообмена исследуемого предприятия.

Таблица 3 – Возможная экономия энергии при улучшении тепловой интеграции в процессе концентрирования фосфорной кислоты

	ΔT_{\min}	Горячие утилиты, МВт	Холодные утилиты, МВт	Рекуперация, МВт	Затраты на энергию, долл. США/год
Существующий процесс	72	9,0	12,0	0,91	1 530 000
Интегрированный процесс	5	6,8	8,9	3,14	1 135 500
Экономия		2,2	3,1		376 500

Заключение

В результате обследования промышленного процесса концентрирования фосфорной кислоты было определено энергопотребление процесса и распределение нагрузки между горячими и холодными утилитами, а также ΔT_{\min} в системе теплообмена. Выявлены недостатки существующей теплообменной системы, которые приводят к увеличению энергопотребления. Показано, что экономический потенциал энергосбережения, доступный интеграции процессов, равен 376500 долл. США, что составляет ~ 25% стоимости энергии, потребляемой в процессе в настоящее время.

Благодарности

Работа выполнена при финансовой поддержке Европейского сообщества в рамках проекта ЕСОРНОS, контракт No INCO-СТ-2005-013359.

Литература

1. Беглов Б.М., Жекеев М.К. Перспективы производства фосфора, удобрений и солей различного назначения на основе экстракционной фосфорной кислоты // Химическая промышленность. 2002. – № 4. – С. 1–3.
2. Смит Р., Клемеш Й., Товажнянский Л.Л., Капустенко П.А., Ульев Л.М. Основы интеграции тепловых процессов. – Харьков: ХГПУ. 2000. – 457 с.
3. Амелин А.Г. Технология серной кислоты. – М.: Химия, 1971. – 496 с.
4. Технология фосфорных и комплексных удобрений./ Под ред. С.Д. Эвенчика и А.А. Бродского.– М.: Химия, 1987. – 464 с.
5. Пластинчатые теплообменники в промышленности / Л.Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ, П.А. КАПУСТЕНКО, Г.Л. ХАВИН, О.П. АРСЕНЬЕВА. – Харьков: НТУ «ХПИ», 2004.– 232 с.

УДК 661.63:662.6

Товажнянский Л.Л., Капустенко П.О., Ульев Л.М., Болдирев С.О.

ВИЗНАЧЕННЯ ЕНЕРГОЗБЕРІГАЮЧОГО ПОТЕНЦІАЛУ В ЕКСТРАКЦІЙНОМУ ПРОЦЕСІ ВИГОТОВЛЕННЯ ФОСФОРНОЇ КИСЛОТИ

У роботі показано, що економічний потенціал енергозбереження, доступний інтеграції процесів обстеженого процесу екстракційного виготовлення фосфорної кислоти, дорівнює 376500 дол. США, що становить 25 % вартості енергії, споживаної в процесі у теперішній час.