

**ЭКСТРАКЦИЯ ДАННЫХ ДЛЯ ПИНЧ-АНАЛИЗА ПРОИЗВОДСТВА КАРБАМИДА
НА АГРЕГАТЕ АК-70**

Введение. Удельное энергопотребление промышленностью Украины в 3–4 раза выше, чем в экономически развитых странах. Это свидетельствует о наличии значительного энергосберегающего потенциала на промышленных предприятиях, а также о возможности уменьшения техногенной нагрузки на окружающую среду [1].

Основные энергопотребляющие объекты промышленности страны – это предприятия, использующие химико-технологические методы производства и переработки продуктов. Даже в таких отраслях промышленности как сахарная и нефтеперерабатывающая, где изначально существовала рекуперация тепловой энергии, энергоаудит предприятий показывает значительный энергосберегающий потенциал [2].

Стратегия интеграции Украины в Европу ставит новые дополнительные задачи. Обследование большинства предприятий показало, что для того, чтобы удовлетворять европейским экологическим стандартам (ISO 14000 и др.), удельное энергопотребление в промышленности должно быть снижено, по крайней мере, в 2–3 раза.

Пути и методы такого снижения известны и в последние два десятилетия получили широкое распространение в западных странах. Прежде всего, это методы интеграции процессов. Опыт европейских заводов показывает, что при уменьшении энергопотребления на 30–40 % эмиссия выбросов в атмосферу уменьшается не менее, чем на 30 %. Наиболее современным и эффективным методом энергосбережения является системный метод, известный под наименованием пинч-анализа [3], который включает как методы энергоаудита, так и методы оптимального проектирования – пинч-проектирования.

Представленная работа посвящена энергетическому обследованию процесса производства гранулированного карбамида. Это делается с целью установления эффективности использования энергетических ресурсов и выработки экономически обоснованных мер по снижению затрат на энергосбережение.

Описание технологической схемы. Процесс гранулированного карбамида в агрегатах АК-70 (рис. 1) состоит из следующих стадий производства:

1. Компримирование диоксида углерода.
2. Синтез и дистилляция плава карбамида.
3. Абсорбция газообразного аммиака из газов дистилляции и десорбции раствора углеаммонийных солей.
4. Упаривание раствора карбамида и гранулирование плава.

Компримирование диоксида углерода. Диоксид углерода из цеха поступает через скруббер (поз. 1) и влагоотделитель (поз. 2) в отделение компрессии, где в линию диоксида углерода непрерывно дозируется воздух. Диоксид углерода после грубой очистки от влаги во влагоотделителе поступает на всасывание пятиступенчатого компрессора, где после 1, 2, 3, 4 ступеней газ охлаждается в кожухотрубных горизонтальных холодильниках. После компрессоров диоксид углерода направляется в смеситель (агрегата 1, 3) и колонну синтеза № 2, 4.

Синтез и дистилляция карбамида. Жидкий аммиак из складов аммиака подается в буферный танк, сюда же поступает возвратный аммиак из узла конденсации аммиака. Из буферного танка жидкий аммиак проходит холодильники, а затем через подогреватель аммиака (поз. 13) поступает в смеситель или низ колонны синтеза.

Синтез карбамида. В смеситель (поз. 5) поступает диоксид углерода, жидкий аммиак и концентрированный водный раствор углеаммонийных солей. В смесителе происходит образование карбамата аммония. Плав из смесителя поступает в нижнюю часть колонны синтеза, где происходит окончательное образование карбамата аммония с последующим превращением его в карбамид.

Первая ступень дистилляции. После колонны синтеза (поз. 6) плав направляется в ректификационную колонну первой ступени (поз. 7). Затем газожидкостная смесь поступает в сепаратор первой ступени (поз. 4). Газы после ректификационной колонны первой ступени направляются в рекуперативный теплообменник (поз. 32а), где отдают тепло встречному потоку плава.

Основная часть диоксида углерода из газовой фазы поглощается в выносном теплообменнике (поз. 9а), тепло абсорбции при этом отводится охлаждающей водой. Не абсорбированные аммиак и диоксид углерода поступают в промывную колонну (поз. 9), где осуществляется очистка газового потока от диоксида.

Орошение насадки производится аммиаком, сконденсировавшимся в первом по ходу конденсаторе (поз. 14). Раствор углеаммонийных солей из теплообменника – барботера (поз. 9а) подается в смеситель (поз. 5) или в низ колонны синтеза (поз. 6). Очищенная от диоксида углерода газообразная смесь аммиака, азота, кислорода и горючих направляется в конденсаторы аммиака (поз. 14). Смесь газов вместе с несконденсировавшимся аммиаком из конденсатора (поз. 14(3)) поступает в абсорбер (поз. 31), в верхнюю часть которого подается природный газ. Орошение абсорбера (поз. 31) производится соковым конденсатом или амводой.

Амвода из абсорбера поступает на орошение промывной колонны (поз. 9). Газ, содержащий в своем составе азот, метан, кислород, водород, а также часть не поглощенного аммиака, направляется для более тонкой очистки на абсорбер (поз. 312).

Вторая ступень дистилляции. Из сепаратора первой ступени (поз. 4) жидкая фаза (карбамид, карбамат аммония и воду) поступает в ректификационную колонну второй ступени (поз. 10). Жидкая фаза из ректификационной колонны поступает в подогреватель второй ступени, где происходит разложение карбамата аммония на аммиак и диоксид углерода и отгонка избыточного аммиака из раствора.

Из подогревателя парожидкостная смесь поступает в сепаратор второй ступени (поз. 21). Газовая фаза из сепаратора возвращается в нижнюю часть ректификационной колонны (поз. 10), где отдает тепло встречному потоку жидкости, а затем поступает в нижнюю часть межтрубного пространства конденсатора второй ступени (поз. 27). Из конденсатора раствор углеаммонийных солей поступает в емкость постоянного напора. Не поглощенный в конденсаторе (поз. 27) аммиак направляется в абсорбер (поз. 312). Аммиачные сдвухи после второй ступени дистилляции поступают в сепаратор. Жидкая фаза поступает в сборник углеаммонийных солей, а газовая фаза проходит последовательно испаритель и сепаратор.

Жидкая фаза-раствор карбамида из сепаратора второй ступени дистилляции (поз. 21) поступает в сепаратор (поз. 24а). Газы после разделения направляются на абсорбер (поз. 39), а жидкая фаза поступает в подогреватель (поз. 32). Нагрев раствора в подогревателе осуществляется паром вторичного вскипания из сборника конденсата высокого давления (поз. 52). Разделение смеси осуществляется в сепараторе (поз. 24), откуда жидкая фаза поступает в сборник. Инерты после эжектора форвыпарки направляются в абсорбер (поз. 39). Из сборников раствора карбамида (поз. 69), раствор перекачивается в отделение переработки для упаривания и получения гранулированного карбамида. Нагретый в подогревателе (поз. 33) раствор поступает в сепаратор. Газовая фаза поступает в конденсатор (поз. 35). Конденсат сокового пара сливается в сборники (поз. 50, 44).

Паровой конденсат после подогревателей (поз. 8, 20), установки глубокой очистки, отделения переработки поступает в сборник конденсата высокого давления (поз. 52), из него на обогрев подогревателя жидкого аммиака (поз. 13), на подогреватель форвыпарки (поз. 32) и в десорбер (поз. 104). После подогревателей (поз. 13, 32) паровой конденсат поступает в сборник низкого давления (поз. 52а). Для конденсации пара вверху установлен холодильник (поз. 87), охлаждаемый оборотной водой. Паровой конденсат из сборника (поз. 52а) через холодильник (поз. 98а) подается в емкость постоянного напора (поз. 99).

Абсорбция и десорбция. Аммиачные сдвухи из емкости (поз. 28), содержащие аммиак, поступают в абсорбер (поз. 312), который орошается соковым конденсатом, предварительно охлажденным в холодильнике (поз. 98). Туда же поступают аммиачные сдвухи с первой ступени дистилляции после абсорберов высокого давления (поз. 31).

На орошение абсорбера через холодильники (поз. 41) подается слабый раствор углеаммонийных солей. Раствор из абсорбера (поз. 39) снова стекает в сборник. Жидкая фаза – амвода после абсорбера (поз. 39а) направляется в сборник амводой. Из сборника (поз. 50) раствор через трубную часть подогревателя (поз. 51) подается в десорбер первой ступени (поз. 42), где проходит отгонка аммиака и диоксида углерода. Газовая фаза из десорбера первой ступени (поз. 42) поступает в конденсатор второй ступени (поз. 27), а жидкая через фильтр, через теплообменник (поз. 51) поступает в десорбер второй ступени (поз. 42), где происходит окончательная отгонка аммиака.

Соковый конденсат из отделения упаривания поступает в сборник (поз. 44(2)), откуда подается холодильник (поз. 92а(2)). Охлажденный соковый конденсат используется для орошения абсорберов (поз. 39а, поз. 312), на участке приготовления амводой. Соковый конденсат проходит последовательно теплообменник-рекуператор (поз. 318), где он подогревается встречным потоком раствора из гидролизеров (поз. 319), поступает в подогреватели, откуда подается в гидролизеры (поз. 319).

Из гидролизеров парожидкостная смесь через теплообменник (поз. 318) поступает в кубовую часть десорбера (поз. 42), где происходит отгонка аммиака и диоксида углерода из раствора. После разделения фаз жидкая фаза подается на орошение десорбера (поз. 104). Газовая фаза подается на отгонку аммиака и диоксида углерода в нижнюю часть десорбера (поз. 42). Жидкая фаза из десорбера охлаждается в холодильнике (поз. 92) и поступает в сборник сточных вод (поз. 95). Из сборника (поз. 95) предусмотрена подача сточной воды на технологические нужды.

Дренажные воды из аппаратов собираются в сборник (поз. 50), после чего подаются в систему десорбции, а промывные воды с отметок отделения синтеза и дистилляции и помещения насосной собираются в заглубленные сборники, откуда подаются в десорбер второй ступени (поз. 104).

Установка улавливания аммиака из отходящих газов. Тонкая очистка отходящих газов стадии синтеза и дистилляции от примесей аммиака осуществляется путем промывки неконцентрированной азотной кислотой. Газовые выбросы после абсорберов (поз. 39а) поступают в нижнюю часть скруббера (поз. К-6). В верхнюю часть скруббера (поз. К-6) подается слабый циркулирующий раствор нитрата аммония. Очищенный газ после скруббера выбрасывается в атмосферу. Газовые выбросы после тарельчатого абсорбера поступают в нижнюю часть скруббера. Очищенный газ после скруббера проходит сепаратор и направляется по трубопроводу на теплообменник (поз. Т-18). После подогрева газа паром от теплообменника (поз. 325) газ по трубопроводу направляется на установку сжигания газов в корпус № 490 или выбрасывается в атмосферу (при остановке котельной).

Упаривание растворов и гранулирование карбамида (плава). Раствор из сборников (поз. 22, 69) направляется в напорный бак (поз. 120), предварительно пройдя фильтр для очистки от механических примесей. Из напорного бака (поз. 120), раствор карбамида самотеком поступает на агрегаты выпарки, а избыток раствора по линии перелива возвращается в сборники (поз. 22, 69).

Для уменьшения потерь карбамида при выпуске за счет гидролиза, испарения и образования биурета предусмотрена двухступенчатая выпарка карбамида. На первой ступени раствор карбамида из напорного бака (поз. 120) поступает в трубное пространство испарителя (поз. 121). Из испарителя нагретый раствор поступает в сепаратор (поз. 122). Газовая фаза поступает в конденсатор (поз. 123), охлаждается оборотной водой и конденсируется, а жидкая фаза направляется в испаритель (поз. 125) второй ступени выпарки. Нагретый раствор поступает в сепаратор (поз. 126). Жидкая фаза поступает на гранулирование. Газовая фаза проходит конденсатор (поз. 127) охлаждается оборотной водой и конденсируется. Соковый конденсат поступает в сборник (поз. 131).

Несконденсировавшиеся в конденсаторе (поз. 127) пары и газы промежуточным эжектором подаются в конденсатор (поз. 129), охлаждаются оборотной водой и конденсируются. Газовая фаза из конденсатора хвостовым паровым эжектором направляется в конденсатор (поз. 129а), а затем на аппарат «Тайфун». Конденсат из конденсаторов (поз. 129, 129а) сливается в сборник (поз. 131).

Экстракция данных. Для того чтобы выполнить теплоэнергетическую интеграцию процесса необходимо провести пинч-диагностику системы. Во время проведения обследования установки были определены основные параметры технологических потоков, которые могут быть включены в теплоэнергетическую интеграцию процесса в основном режиме работы[6].

Характеристика основных технологических потоков приведена в следующем списке:

1. Жидкий аммиак из сборника поз.15 поступает в холодильник поз. 88, где охлаждается с 40°C до 35 °C
2. Смесь CO₂ и воздуха поступает в отделение компримирования (поз.3) и после 4 ступени сжатия охлаждается в холодильнике поз.
3. Газы первой ступени дистилляции (поз.7) поступают в рекуператор (поз. 32а), где конденсируются и отдают тепло встречному потоку плава.
4. Газы второй ступени дистилляции поступают в холодильник поз.27, где происходит их конденсация.
5. Газовая фаза из сепаратора поз.24 поступает в холодильник поз.29, где конденсируется и поступает в сборники 44 или 50.
6. Газовая фаза из сепаратора поз.34 поступает в холодильник поз.14, где конденсируется.
7. Газовая фаза из сепаратора поз.122 поступает в холодильник поз. 123, где конденсируется и поступает в сборник поз.131
8. Газовая фаза из сепаратора поз.126 поступает в холодильник поз. 127, где конденсируется.
9. Поток раствора карбамида из гидролизеров поступает в теплообменники-рекуператоры поз. 318, где нагревает встречный поток сокового конденсата.
10. Аммиачная вода из абсорбера поз. 312 направляется в холодильники 315 и далее поступает на орошение абсорбера поз. 31.
11. Водный раствор азотной кислоты охлаждается в теплообменнике поз. Т-9 и поступает в скруббер К-6.
12. Раствор из десорбера первой ступени поз.42 поступает в холодильник поз.51, где охлаждается и поступает в десорбер второй ступени поз.104.
13. Раствор из десорбера второй ступени поз.104 поступает в холодильник поз.92, где охлаждается и поступает в сборник поз.95.
14. Конденсат греющего пара после гидролизеров поз.319, подогревателей поз.8,20 поступает рекуператор поз. 13, где нагревает аммиак, идущий в колонну синтеза поз. 6.

15. Конденсат сокового пара из сборника поз.44-2 поступает на холодильник поз. 98, охлаждается и используется для орошения абсорберов поз. 312, 39а.

16. Аммиак из холодильника поз.88 поступает в рекуператор поз.13, нагревается и поступает в смеситель поз.5.

17. Раствор из дистиллятора первой ступени поступает в паровой подогреватель поз.8 и далее в сепаратор поз.4.

18. Раствор из дистиллятора второй ступени поступает в паровой подогреватель поз.20 и далее в сепаратор поз.21.

19. Жидкая фаза из сепаратора поз.21 поступает в сепаратор 24а, где происходит дальнейшее отделение газовой фазы. Жидкая фаза из сепаратора поз.24а поступает в паровой подогреватель поз.32а, нагревается и направляется в сепаратор поз.24

20. Из сборника поз.120 раствор карбамида поступает на первую ступень выпарки в испаритель поз. 121, где упаривается до массовой доли карбамида 92-96% и поступает в сепаратор поз.122.

21. Из сепаратора поз.122 жидкая фаза направляется в испаритель поз.125 второй ступени выпарки, где нагревается паром. Нагретый раствор поступает в сепаратор поз.126.

22. Конденсат сокового пара из сборника поз.44-2 поступает на рекуператоры поз.318, где нагревается за счет тепла охлаждаемого раствора из гидролизеров, далее поступает на паровые подогреватели поз.325 и после них подается на гидролизеры.

23. Раствор карбамида из сборника поз.50 подается в подогреватель 51, откуда направляется в десорбер первой ступени поз.42.

24. Из сборника поз.68 раствор карбамида подается в подогреватель поз.33, нагревается и поступает в сепаратор поз.34.

Систематизировав результаты изучения технологической схемы, регламента, составим таблицу поточковых данных, необходимых для определения тепловой мощности потребляемой процессом (табл. 1).

Таблица 1 – Характеристика технологических потоков процесса производства карбамида на агрегате №3

| № | Наименование потока | Тип | $t_s, ^\circ\text{C}$ | $t_T, ^\circ\text{C}$ | $G, \text{кг/ч}$ | $G, \text{кг/с}$ | $C, \text{кДж/}$ $(\text{кг}\cdot\text{град})$ | $CP, \text{кВт/К}$ | $\Delta H, \text{кВт}$ |
|----|--------------------------------------|-----|-----------------------|-----------------------|------------------|------------------|---|--------------------|------------------------|
| 1 | Аммиак на синтез-1 (до насоса) | гор | 40 | 35 | 16765 | 4,66 | 5,00 | 23,28 | 116,42 |
| 2 | CO ₂ после 4й ступ. комп. | гор | 140 | 40 | 9487 | 2,64 | 0,87 | 2,29 | 229,27 |
| 3 | Газы дист. 1 в 32а | Гор | 122 | 113 | 21171 | 5,88 | 2,00 | 11,76 | 105,86 |
| 4 | Газы в конд. 27 | гор | 90 | 35 | 3104 | 0,86 | 2,10 | 1,81 | 99,59 |
| | конденсация | | 35 | 35 | | | $g \text{ (кДж/кг)}=$ | 1223,10 | 946,72 |
| 5 | Газы из 24 в 39 | гор | 102 | 50 | 608 | 0,17 | 2,12 | 0,36 | 18,62 |
| | конденсация | | 50 | 50 | | | $g \text{ (кДж/кг)}=$ | 1852,94 | 313,10 |
| 6 | Газы в конд. 14 | гор | 55 | 27 | 14714 | 4,09 | 2,14 | 8,75 | 244,91 |
| | конденсация | | 27 | 27 | | | $g \text{ (кДж/кг)}=$ | 1197,41 | 4894,12 |
| 7 | Втор. пар из 122 | гор | 130 | 95 | 3992 | 1,11 | 1,88 | 2,08 | 72,96 |
| | конденсация | | 95 | 95 | | | $g \text{ (кДж/кг)}=$ | 1981,32 | 2234,54 |
| 8 | Втор. пар из 126 | гор | 138 | 95 | 903 | 0,25 | 1,77 | 0,44 | 19,09 |
| | конденсация | | 95 | 95 | | | $g \text{ (кДж/кг)}=$ | 1758,34 | 441,22 |
| 9 | Парожид. из гидрол. | гор | 155 | 80 | 38000 | 10,56 | 1,90 | 20,06 | 1504,17 |
| | конденсация | | 80 | 80 | | | $g \text{ (кДж/кг)}=$ | 2013,00 | 2475,83 |
| 10 | Ам. вода из 312 в 31 | гор | 40 | 30 | 1382 | 0,38 | 4,13 | 1,59 | 15,85 |
| 11 | Раствор азотн. кисл. в К-6 | гор | 50 | 35 | 288 | 0,08 | 3,18 | 0,25 | 3,82 |
| 12 | Раствор в 104 | гор | 133 | 115 | 12863 | 3,57 | 4,34 | 15,51 | 279,12 |
| 13 | Раствор из 104 в 95 | гор | 105 | 60 | 12863 | 3,57 | 4,19 | 14,97 | 673,67 |
| 14 | Конд. В 13 | гор | 182 | 40 | | 0,00 | 4,19 | 10,17 | 1443,65 |
| 15 | Конд. Соков. Пара в 312 | гор | 45 | 35 | 1047 | 0,29 | 4,19 | 1,22 | 12,19 |
| 16 | Аммиак на синтез-2 | хол | 28 | 90 | 16765 | 4,66 | 5,00 | 23,28 | 1443,65 |
| 17 | Жид. фаза из дист. 1 в 8 | хол | 134 | 148 | 21182 | 5,88 | 2,46 | 14,47 | 202,64 |
| 18 | Жид. фаза из дист. 2 в 20 | хол | 110 | 133 | 21000 | 5,83 | 2,22 | 12,95 | 297,85 |
| 19 | Жид. фаза из 21 в 24 | хол | 94 | 102 | 18398 | 5,11 | 2,56 | 13,08 | 104,66 |
| 20 | Жид. фаза из 120 в 122 | хол | 95 | 130 | 16234 | 4,51 | 2,17 | 9,79 | 342,49 |
| 21 | Раствор карб. в 126 | хол | 130 | 138 | 12242 | 3,40 | 1,55 | 5,27 | 42,17 |
| 22 | Сок. конд. в 318 | хол | 40 | 190 | 38000 | 10,56 | 4,19 | 44,23 | 6634,17 |
| 23 | Раствор из 50 в 42 | хол | 70 | 135 | 11317 | 3,14 | 2,22 | 6,98 | 453,60 |
| 24 | Раств. Карб. из 68 в 34 | хол | 95 | 115 | 4000 | 1,11 | 1,60 | 1,78 | 35,56 |

В целом, в распоряжении есть 15 горячих технологических потоков и 9 холодных технологических потоков с определенными потоковыми данными.

Анализ существующей теплообменной системы. Используя полученные данные технологических потоковых данных построим популяцию горячих и холодных потоков на сеточную диаграмму существующего процесса (рис. 2).

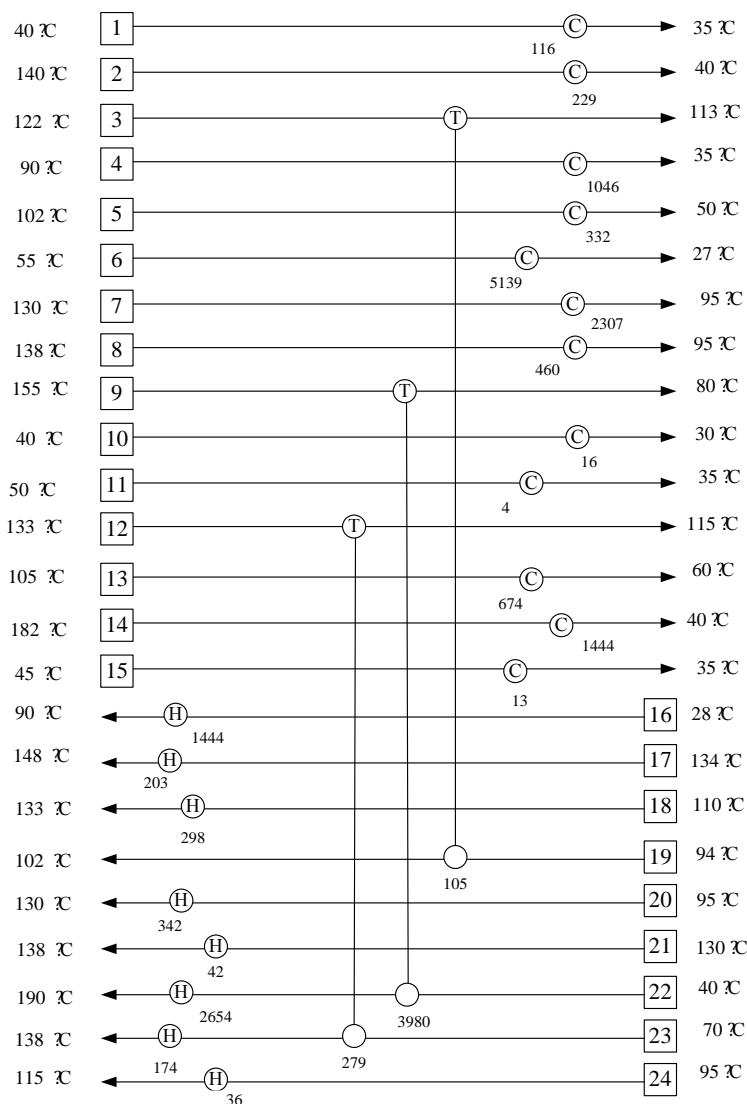


Рисунок 2 – Сеточная диаграмма существующего в настоящее время теплоэнергетической системы на агрегате производства карбамида

По измеренным температурам технологических потоков и их потоковыми теплоемкостями определяем мощность каждого из рекуперативных теплообменников.

На сеточной диаграмме были построены теплообменные связи между технологическими потоками, а также была определена мощность рекуперации, которая составила 4364 кВт [4].

Выводы и перспективы дальнейшего развития данного направления. Исследовав процесс производства гранулированного карбамида на агрегатах АК-70 были получены необходимые потоковые данные, систематизированы и внесены в таблицу. С помощью сеточной диаграммы были рассчитана мощность существующей рекуперации тепловой энергии. Результаты данной работы можно использовать для анализа энергосберегающего потенциала и реконструкции существующего процесса.

Благодарность: Авторы благодарят Европейское Сообщество за финансовую поддержку в рамках проекта ЕС (Efficient Energy Integrated Solutions for Manufacturing Industries – EFENIS, Grant Agreement No. ENER/FP7/296003/EFENIS).

Литература

1. ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л. Теплоэнергетическая интеграция химико-технологических процессов – инструмент энергосбережения и уменьшение вредных выбросов / Л.Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ, Л.М. УЛЬЕВ // Матеріали ІІІ Українського екологічного конгресу – К: Центр екологічної освіти та інформації, 2009, с. 193–197.
2. ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л. Основы теории ресурсосберегающих интегрированных химико-технологических систем / Л.Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ, П.А. КАПУСТЕНКО, В.П. МЕШАЛКИН – Харьков: НТУ «ХПИ», 2006. – 415 с.
3. Смит Р. Основы интеграции тепловых процессов / Р. Смит, Й. Клемеш, Л.Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ, П.А. КАПУСТЕНКО, Л.М. УЛЬЕВ – Харьков: ХГПУ, 2000. – 457 с.
4. ТОВАЖНЯНСКИЙ Л.Л. Построение составных кривых технологических процессов для определения энергетической эффективности предприятия / Л.Л. ТОВАЖНЯНСКИЙ, П.А. КАПУСТЕНКО, Л.М. УЛЬЕВ, Б.Д. ЗУЛИН, Н.Д. АНДРИЙЧУК // Материалы междунаучно-техн. конф. «Информационные технологии: наука, техника, технология, образование, здоровье», MICROCAD'96. Ч.1. Харьков, 1996. – с. 179.

УДК 612.461.2

Ульєв Л.М, Яценко О.О

ЕКСТРАКЦІЯ ДАНИХ ДЛЯ ПІНЧ АНАЛІЗУ ВИРОБНИЦТВА КАРБОМІДУ НА АГРЕГАТАХ АК-70

Мета даного проекту полягає в дослідженні процесу виробництва гранульованого карбаміду на агрегаті АК-70. Визначенні всі технологічні потоки, які необхідні для інтеграції процесу з допомогою методу пінч-аналізу. За допомогою сіткової діаграми було розраховано існуючу рекуперацію теплової енергії. Результати даної роботи можна використовувати для аналізу енергозберігаючого потенціалу та реконструкції існуючого процесу.

Ulyev L.M., Yatsenko O.A.

DATA EXTRACTION FOR PINCH ANALYSIS UREA PRODUCTION ON THE UNIT AK-70

The goal of this project is investigated a process of production of granular urea on the unit AK-70. Definition all the technological flows that are required for integration process by using the method of pinch analysis. Using grid diagram was calculated existing thermal energy recuperation. The results of this work can be used for analysis of energy saving potential and reconstruction of the existing process.